

Verfahrenstechnische Optimierung der Zementklinkerproduktion unter Berücksichtigung des Bypasssystems

Dissertation

zur Erlangung des Doktorgrades
der Ingenieurwissenschaften

vorgelegt von

Lisa Uhlenbrock, geb. Karthaus

aus Geseke

genehmigt von der

Fakultät für Natur- und Materialwissenschaften
der Technischen Universität Clausthal

Tag der mündlichen Prüfung

24. Juli 2020

Dekan

Prof. Dr.-Ing. Karl-Heinz Spitzer

Vorsitzender der Promotionskommission

Prof. Dr. René Wilhelm

Betreuer

Prof. Dr. rer. nat. Albrecht Wolter

Gutachter

Prof. Dr.-Ing. Jochen Strube

Danksagung

Diese Arbeit ist während meiner Tätigkeit als wissenschaftliche Mitarbeiterin am Institut für Nichtmetallische Werkstoffe entstanden. Ich möchte allen Personen danken, die mich während dieser Zeit unterstützt haben und einen Teil zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben.

Ein besonderer Dank geht an Professor Wolter für die Möglichkeit diese Arbeit am INW zu schreiben, die gute Betreuung und fachliche Diskussion, aber auch für die Entscheidungsfreiheit im Rahmen des Projektes und das mir damit entgegengebrachte Vertrauen.

Bedanken möchte ich mich auch bei Professor Strube für die Begutachtung meiner Arbeit und Professor Wilhelm für die Übernahme des Prüfungsvorsitzes.

Ein Dank für die Förderung des Projektes geht an die Industrielle Gemeinschaftsforschung und das Bundesministerium für Wirtschaft und Energie. Meinen Projektpartnern vom LUAT der Universität Duisburg-Essen und dem Forschungsinstitut der Zementindustrie möchte ich in diesem Zusammenhang für die gute Zusammenarbeit, Diskussion und den erfolgreichen Datenaustausch danken. Bedanken möchte ich mich besonders bei den Mitarbeitern vom VDZ, die die Versuchsanlage für die Werksversuche gebaut haben und die Versuche mit mir durchgeführt haben! Vielen Dank auch an die Firma Spinner, dass wir die Versuche im Werk in Erwitte durchführen konnten und mit ausreichend Probenmaterial versorgt wurden.

Zum Ende meines Studiums und zu Beginn meiner Promotion wurde ich finanziell von der Dres. Edith und Klaus Dyckerhoff-Stiftung, der Firma IKN

und dem VDZ unterstützt. Dank dieser Unterstützung konnte ich erfolgreich in mein Promotionsstudium durchstarten.

Ein weiterer Dank geht an meine Studenten Roxana, Christine, Jonas, Helen, Dominic, Benedikt, Freyja und Mahour, die in Form von Abschlussarbeiten oder als studentische Hilfskräfte ihren Beitrag zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben. Besonders bedanken möchte ich mich bei Patrik und Johannes, die sich mit vielen Ideen und handwerklichem Geschick beim Bau und diversen Umbauten an der Laboranlage in der Ofenhalle beteiligt haben.

Meinen Kollegen Otto, Sven, Felix, Johannes, Annika, Claudia, Tilman und Jessica danke ich für die unvergessliche Zeit am Institut mit fachlichen Diskussionsrunden, aber auch für die durchaus notwendige Ablenkung in der Kaffeepause oder beim Feierabend-Grillen.

Allen technischen Mitarbeitern am INW möchte ich für Ihre Unterstützung bei der Analyse diverser Proben danken.

Zuletzt möchte ich meiner Familie und meinen Freunden danken, die mich auf meinem Weg begleitet und unterstützt haben. Mein herzlicher Dank geht hier besonders an Lukas, für deine Diskussionsbereitschaft, Unterstützung und Geduld. Auch wenn der Stress in der Promotionszeit das ein oder andere Mal im Vordergrund stand, bin ich froh diesen Weg gemeinsam mit dir gegangen zu sein.

Kurzfassung

Der am Institut für Nichtmetallische Werkstoffe entwickelte innovative Low Profile Prozess stellt eine neue energetisch optimierte Prozessverschaltung dar, die eine Kopplung der Zementklinkerproduktion bei gleichzeitiger Erzeugung von elektrischer Energie ermöglicht. Der Kern dieser Arbeit ist die Untersuchung der Vorgänge zur Staubabscheidung und Energieeffizienz in der Hochtemperatur-Austauschstufe. Diese ist eine im Querstrom betriebene Klinkergranalienschüttung, die es erlaubt auch Prozessgas im Temperaturbereich über 900 °C zu entstauben. Dieser neue Heißgasfilter wird in einem Prozessmodell beschrieben, das die chemischen und physikalischen Effekte, die bei der Staubabscheidung auftreten, umfasst.

In Validierungsversuchen im Zementwerk wurden Versuchsreihen auf Grundlage eines Einzelparameterbestimmungskonzepts zur Abscheidung von Prozesstaub und dem Aufheizverhalten der Klinkergranalien in einer Versuchsanlage untersucht. Die Ergebnisse aus den Versuchen ließen sich anschließend mit Hilfe des Modells unter Anwendung einer stationären Klinkergranalienschüttung darstellen. Eine Erweiterung des Modells um den Austausch der belegten Granalienschichten erlaubt eine Berechnung der Vorgänge in der Hochtemperatur-Austauschstufe für den Rohgasstrom im Low Profile Prozess zwischen Calcinator und Abhitzekeessel.

Mit Hilfe des Modells werden Szenarioanalysen für verschiedene Schaltungen und Anlagenparameter untersucht. Angelehnt an die Prozessgasströme im Zementwerk werden verschiedene Gastemperaturen und Staubbeladungen zur Optimierung des Gesamtkonzeptes Low Profile Prozess betrachtet. Mit dem Modell kann die Staubabscheideleistung sowie die Heißgastemperatur berechnet werden. Den Modellrechnungen zufolge kann ausreichend elektrische Energie produziert werden, um mindestens die Hälfte der Grundlast eines Zementwerkes zu decken

Als praxisnaher Verwendungsfall der Hochtemperatur-Austauschstufe wird der Einsatz im Gasbypass einer Zementklinkerproduktionsanlage untersucht. Bei dem Bypass handelt es sich um einen Teilgasstrom der Zementklinkerproduktionsanlage, was eine Ausführung als Pilotanlage möglich macht. Der Einsatz der Hochtemperatur-Austauschstufe als Heißgasfilter im Bypass zeigt ein erhebliches Potential zur effizienten Ausschleusung von Staub und Kreislaufkomponenten durch eine Temperaturverschaltung in der Schüttung. Dadurch kann zukünftig auch der Bypass-Wärmestrom, der heute verloren geht, genutzt werden, z.B. für die Dampferzeugung in einer Abwärmeverstromungsanlage.

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Beschreibung
AHK	Abhitzekeßel
DoE	Design of Experiments (Statistischer Versuchsplan)
HTHD	High-Temperature-High-Dust (Hochtemperatur und hohe Staubbelastung)
i.N.	im Normzustand (273,15 K und 1 bar)
LPP	Low Profile Process
tr.	trocken
VOC	Volatile Organic Components (Flüchtige organische Komponenten)
WHR	Waste-Heat-Recovery (Abwärmerückgewinnung)

Index	Beschreibung
0	Anfangs-/Ausgangszustand
abg	Abgeschieden
Abs	Abscheideterm
aus	Ausgangsstrom
BG	Brenngut
Br	Brennstoff
D	Diffusion
eff	effektiv
ein	Eingangsstrom
F	Fluid
ges	Gesamt
K	Kugel
konv	Konvektion
lam	laminar
max	maximal

Formelzeichen	Beschreibung	Einheit
A	(Ober-)fläche	m ²
A _H	Hamaker-Konstante	J
B ₀	Anfangsstaubbelastung des Gases	kg/m ³
B _{n,t}	Staubbelastung des Gases	kg/m ³
C _f	Formfaktor der Partikel	-
c _i	Konzentration von i	kg/m ³
c _p	Wärmekapazität bei konstantem Druck	J/(kg·K)
C _u	Cunninghamkorrektur	-
d ₃₂	Sauterdurchmesser	m
d _i	Durchmesser von i	m
D _p	Diffusionskoeffizient partikelbeladenes Fluid	m ² /s
E	Gesamtabscheidegrad	-
Eu	Euler-Zahl	-
F	Verformungsparameter der Partikel	-
f	Verteilungsfunktion	-
g(ε)	Korrekturfaktor, der die Strömungsänderung durch den Lückengrad einer Schüttung beschreibt	-
h	Haftanteil	-
\dot{H}	Enthalpiestrom	J/s
k	Wärmedurchgangskoeffizient	W/(K·m)
K	Kreislaufanteil	Ma.-%
k _B	Boltzmann-Konstante 1,380649·10 ⁻²³	J/K
k _{pl}	Stoßzahl	-
k _R	Restitutionskoeffizient	-
k _S	Stefan-Boltzmann-Konstante 5,670374·10 ⁻⁸	W/(m ² ·K ⁴)

Formelzeichen	Beschreibung	Einheit
k_λ	Auf die Wärmeleitfähigkeit des Fluids bezogene Wärmeleitfähigkeit	-
l	Länge	m
\bar{l}	mittlere freie Weglänge	m
m	Masse	kg
\dot{m}	Massenstrom	kg/s
Nu	Nusselt-Zahl	-
Nu	effektive Temperaturleitfähigkeit einer durchströmten Schüttung	m ² /s
Pe	Peclet-Zahl	-
p_{pl}	Fließdruck	Pa
Pr	Prandtl-Zahl	-
\dot{Q}	Wärmestrom	J/s = W
\dot{q}	Wärmestromdichte	W/m ²
q_r	differentielle Korngrößenverteilung	Vol.-%
R	Wärmewiderstand	Km/W
r_0		
Re	Reynolds-Zahl	-
r_i	Radius von i	m
R_P	Radienverhältnis Partikel zu Abscheideelement	m/m
St	Stokes-Zahl	-
T	Temperatur	K
$T(d_p)$	partikelgrößenabhängiger Trenngrad	-
u_0	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
u_{krit}	kritische Auftreffgeschwindigkeit	m/s
V	Volumen	m ³
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ /s
V_B	Kreislaufventil Bypass	%
V_{ges}	Kreislaufventil	%

Formelzeichen	Beschreibung	Einheit
$v_{j,i}$	Flüchtigkeit der Kreislaufkomponente j im Stoffstrom i bezogen auf die Feststoffphase	%
V_n	Kreislaufventil Ofensystem	%
W	Filterbelegung	kg/m^3
W_A	Filterbelegung am Anfang des Abschnitts des konstanten Staubabscheidegrades	kg/m^3
W_E	Filterbelegung am Ende des Abschnitts des konstanten Staubabscheidegrades	kg/m^3
z_0	minimaler Abstand zwischen Partikel und Kollektor	m
α_i	Wärmeübergangskoeffizient	W/Km^2
δ	Porengröße	m
δ_0	Porengröße unbelegter Zustand	m
ΔA	Anreicherung von Alkalien	$\text{kg/kg}_{\text{Klinker}}$
Δp	Differenzdruck	Pa
Δx	Längenänderung	m
ε	Lückengrad	-
ϵ	Emissionsgrad	-
η	Einzelkornauftreffgrad	-
ϑ	Temperatur	$^{\circ}\text{C}$
λ_i	Wärmeleitfähigkeit	W/Km
ν_i	kinematische Viskosität	m^2/s
ξ	Widerstandsbeiwert	-
ρ_i	Dichte von i	kg/m^3
σ	Stefan Boltzmann-Konstante ($5,67040 \pm 0,00004$) $\cdot 10^{-8}$	$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$
φ	Abscheidegrad Partikel an Schüttung	-
Φ	Abflachungskoeffizient der Partikel	-

Abkürzungsverzeichnis

Formelzeichen	Beschreibung	Einheit
Ψ	Filterbelegungsgrad	-
φ_L	Luftfeuchte	-
χ_j	Kondensationsanteil der Kreislaufkomponente j bezogen auf die Gasphase	%
ω_j	Massenanteil	kg/kg _{Klinker}

Inhaltsverzeichnis	
Danksagung	i
Kurzfassung	iii
Abkürzungsverzeichnis.....	v
Inhaltsverzeichnis.....	xi
1 Einleitung	1
2 Stand der Technik und Forschung	5
2.1 Zementklinkerproduktion	5
2.2 Innovatives Prozesskonzept	9
2.3 Kreislaufbildende Komponenten.....	11
2.4 Der Bypass zur Entlastung der Kreisläufe.....	22
3 Hochtemperatur-Austauschstufe – Modellbildung	25
3.1 Staubabscheidung in einer Granalienschüttung.....	26
3.2 Druckverlust.....	34
3.3 Gas-Feststoff-Wärmeübergang in einer Granalienschüttung.....	38
3.4 Einfluss der kreislaufbildenden Komponenten.....	47
3.5 Modellstruktur.....	54
3.6 Filterbelegungsgrad der Schüttschicht als Austauschkriterium	57
4 Material und Methoden	61
4.1 Analysemethoden im Labor	61
4.2 Aufbau zur Bestimmung der Druckfestigkeit von Klinkergranalien...	61
4.3 Aufbau der Versuchsanlage für die Vorversuche zur Staubabscheidung bei Raumtemperatur.....	62

4.4	Versuchsaufbau zum Abscheiden und Mitreißen.....	64
4.5	Rohgasanalytik Werksversuche	65
4.6	Versuchsaufbau an einer Klinkerbrennanlage.....	67
4.7	Optimierung der Versuchsanlage.....	69
4.8	Bilanzierung und Abreinigung der Klinkergranalien	71
4.9	Einzelparameterbestimmungskonzept	71
5	Ergebnisse der Labor- und Technikumsversuche	75
5.1	Materialeigenschaften.....	75
5.2	Vorversuche zum Abscheideverhalten in der Schüttung.....	78
5.3	Untersuchung des Mitreißens von Staub aus der Schüttung	88
6	Ergebnisse der Werksversuche.....	93
6.1	Massenbilanzen	100
6.2	Partikelgrößenabhängigkeit der Abscheidung.....	101
6.3	Einzelparameterstudie zu den Einflussgrößen der Abscheidung	103
6.4	Aufheizverhalten der Klinkergranalien.....	114
7	Modellerweiterung und -validierung	117
7.1	Die Tortuosität	119
7.2	Maximale Staubbelegung und Mitreißen von Staub	119
7.3	Auswahl des Druckverlustmodells	125
7.4	Sensitivitätsstudie.....	127
7.5	Validierung des Modells anhand von Versuchsreihen aus dem Werksversuch.....	130
8	Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe	139

8.1	Dimensionierung der Austauschstufe	149
8.2	Möglichkeiten zur Anpassung der Zieltemperatur im Heißgas	155
8.3	Wachstumsmodell und Regeneration der Granalien	159
9	Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe	163
9.1	Als Heißgasfilter zur Auskopplung elektrischer Energie im LPP	164
9.2	Bypassoptimierung mit der Hochtemperatur-Austauschstufe	176
9.3	Sekundärrohstoffeinsatz und Bypass im LPP	186
10	Zusammenfassung.....	191
11	Ausblick.....	195
12	Literaturverzeichnis	197
13	Abbildungsverzeichnis	209
14	Tabellenverzeichnis	225
15	Formelverzeichnis.....	231
16	Anhang.....	237
16.1	Anhang Ergebnisse Werksversuch	240
16.2	Anhang Modell Werksversuch.....	247
16.3	Anhang Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe	258
16.4	Anhang Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe	260

1 Einleitung

In Deutschland werden pro Jahr 34 Mio. t Zement produziert [VDZ2019]. Für diese Produktionsmenge werden rund 24 Mio. t Klinker eingesetzt. Die Klinkerproduktion bedarf dabei 3.841 MJ pro t Klinker, wovon derzeit durchschnittlich 67,5 % aus alternativen Brennstoffen bereitgestellt wird. Neben der thermischen Energie hat der Klinkerbrennprozess einen Bedarf von rund 150 kWh elektrischer Energie pro t Klinker (111 kWh/t_{Zement} [VDZ2019]). Die Zementindustrie wird aufgrund des hohen Energiebedarfs den energieintensiven Industrien zugeordnet. Die Klinkerproduktion emittiert zudem 0,89 t CO₂ pro t Klinker [VDZ2019]. Dabei sind ca. 60 % der CO₂-Emissionen rohstoffbedingt und somit durch die Umsetzungsreaktionen im Brennprozess verursacht. Die rohstoffbedingten Emissionen lassen sich nur in einem begrenzten Maß durch die Substitution von Rohstoffen im Brennprozess oder durch die Substitution durch andere Hauptbestandteile im Zement vermeiden. Hieraus ergeben sich verschiedene Ansätze zur energetischen und umwelttechnischen Optimierung in der Zementproduktion. Das übergeordnete Ziel ist dabei die Verbesserung der CO₂-Bilanz der Zementherstellung. Der CO₂-Preis und die Ausgestaltung des Handels mit Emissionszertifikaten kann sich ökonomisch zunehmend belastend auf die Zementindustrie auswirken. Eine Möglichkeit zur Reduktion der Emissionen ist die Steigerung der Einsatzraten von alternativen Brenn- und Rohstoffen. Neben den direkten CO₂-Emissionen aus Brenn- und Rohstoffen bieten auch die indirekten Emissionen aus dem Einsatz von elektrischer Energie im Prozess ein erhebliches Reduktionspotenzial. Der elektrische Energiebedarf steigt gleichzeitig aufgrund der Anforderungen an Qualität und Feinheit der Zemente weiter an. Hierdurch tritt der Einsatz von Anlagen zur Abwärmeverstromung mit Möglichkeit zur Grundlastdeckung weiter in den Fokus. Die Verfahren Organic-Rankine und Kalina zur Erzeugung elektrischer Energie werden für den Einsatz als Abwärmeverstromung in der Zementherstellung optimiert, da

diese besonders für die Niedertemperaturverstromung geeignet sind [AHM2018, FER2016, JUN2019, MOR2019]. Im Vordergrund steht aufgrund der unkomplizierten Handhabung des Arbeitsmediums Wasser der Steam-Rankine-Prozess (Dampfkraftprozess) [HAR2013]. Der Einsatz dieses Verfahrens bietet bei Ausnutzung eines optimierten Temperaturniveaus eine effiziente Produktion von elektrischer Energie bei gleichzeitiger Klinkerproduktion [AMI2018]. Um einen Dampfzustand bei hohen Temperaturen zu erreichen, muss ausreichend Energie aus dem Prozessgas bereitgestellt werden. Die Nutzung von Prozessabgasen auf einem hohen Temperaturniveau bringt den Vorteil eines hohen Energieniveaus mit sich. Da in den Prozessgasen von Zementklinkerbrennanlagen generell abrasive und stark haftende Stäube vorliegen, wird hierfür der Einsatz von Heißgasfiltern notwendig.

Durch das Gegenstromverfahren im Vorwärmerturm, bei dem die heißen Gase aus dem Sinterprozess derzeit genutzt werden, um das Rohmaterial vorzuwärmen, stehen im Prozess Abgastemperaturen bis maximal 400 °C zur Verfügung. Im innovativen „Low Profile Prozess“ soll ein Heißgasstrom bei rund 900 °C ausgekoppelt werden [IGF-Forschungsvorhaben 19753N, KUH2015b]. Hierfür muss die Gasführung des klassischen Klinkerbrennprozesses geändert werden. Der bisher zur Rohmehlvorwärmung genutzte Vorwärmerturm soll entfallen, um einen Heißgasstrom nach dem Calcinator nutzbar zu machen. Dieser Gasstrom soll in einer Hochtemperatur-Austauschstufe entstaubt werden. Eine Verstromung könnte mindestens einen Teil der Grundlast des Zementwerkes decken und somit indirekt CO₂ einsparen, da die Emissionen für die Erzeugung und Bereitstellung von extern bezogener elektrischer Energie vermieden werden. Die Erzeugung von elektrischer Energie kann mit dem Produktionsprozess gekoppelt werden und somit der Energieeffizienzgrad verbessert werden.

Das Ziel dieser Arbeit ist die Beschreibung und Bilanzierung des Low Profile Prozesses. Hierzu soll die Staubabscheideleistung und der Wärmeverlust der Hochtemperatur-Austauschstufe bestimmt werden. Die Aufstellung eines Modells soll es erlauben die Staubabscheidung und die Gastemperatur für die Verstromung abzuschätzen. Die Einsatzrate von alternativen Brennstoffen soll im Low Profile Prozess auf 100 % gesteigert werden und den Mehraufwand an Energie decken. Durch den erhöhten Einsatz von alternativen Brennstoffen wird gleichzeitig eine höhere Fracht an ungewünschten Komponenten eingetragen. Der Einsatz einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass zur Entlastung des Ofensystems wird aus diesem Grund zusätzlich betrachtet.

2 Stand der Technik und Forschung

2.1 Zementklinkerproduktion

Zementklinker ist neben Hüttensand, Puzzolane, Flugasche, Kalkstein und Silicastaub ein Hauptbestandteil von Zement. Die Anteile der Hauptbestandteile sind nach DIN EN 197-1:2011 beziehungsweise DIN EN 197-1:2018 (Entwurf) festgelegt und in sechs Hauptzementarten CEM I bis CEM VI unterteilt.

Zur Herstellung von Zementklinker werden Rohstoffe benötigt, die die nach dem Klinkerbrennprozess benötigte Phasenzusammensetzung aus CaO , SiO_2 und Al_2O_3 beziehungsweise Fe_2O_3 ermöglichen. Als natürliche Rohstoffe werden hierfür Kalkstein, Kreide, Ton oder das natürlich vorkommende Gemisch Kalksteinmergel verwendet. Neben diesen natürlichen Rohstoffen können auch sekundäre Rohstoffe zum Einsatz kommen, solange diese in Zusammenspiel mit den Rohstoffvorkommen des jeweiligen Werkes eine entsprechende Klinkerqualität ergeben. Mögliche sekundäre Rohstoffe sind unter anderem Klärschlämme, Gießereialtsande oder Flugaschen [VDZ2019]. Zur Zementherstellung werden die natürlichen Rohstoffe zunächst im Steinbruch abgebaut und anschließend homogenisiert. Nach der Zerkleinerung und Homogenisierung werden die Bestandteile dann als Rohstoffgemisch, genannt Rohmehl in den Brennprozess gegeben, siehe Abbildung 2.1. Nach dem Stand der Technik besteht eine Zementklinkerbrennanlage aus einem Drehrohrofen mit Zyklonvorwärmer (mit 3 - 5 Zyklonen), einem Calcinator und einem Rostkühler mit Tertiärluftleitung. Die Umwandlung der Bestandteile der Rohmaterialien in die gewünschten Klinkerphasen erfolgt in der Sinterzone des Drehrohrofens.

2 - Stand der Technik und Forschung

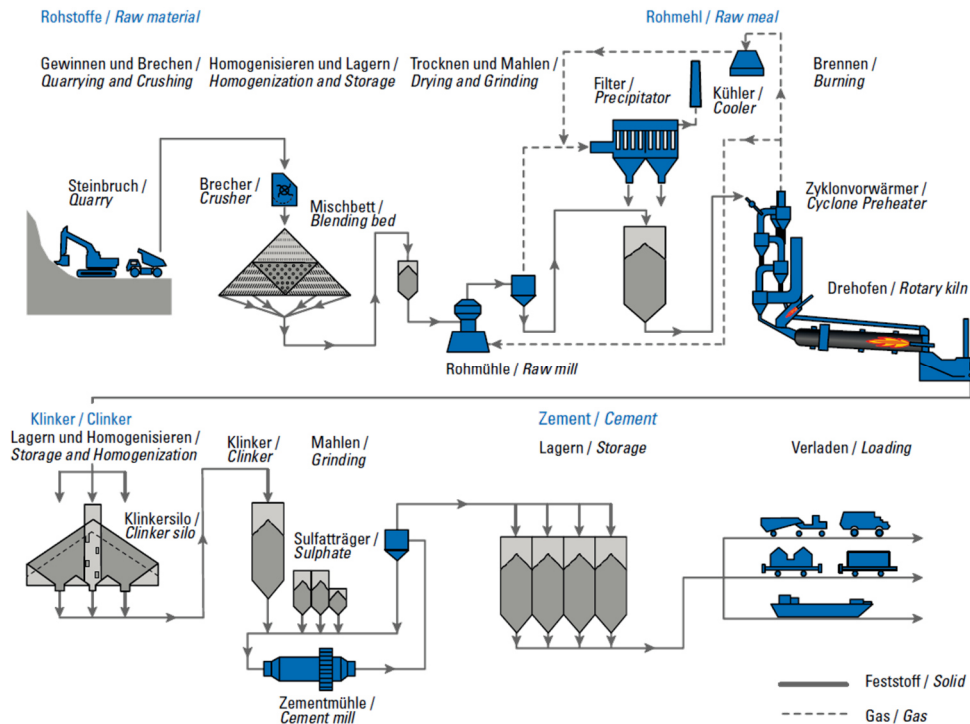


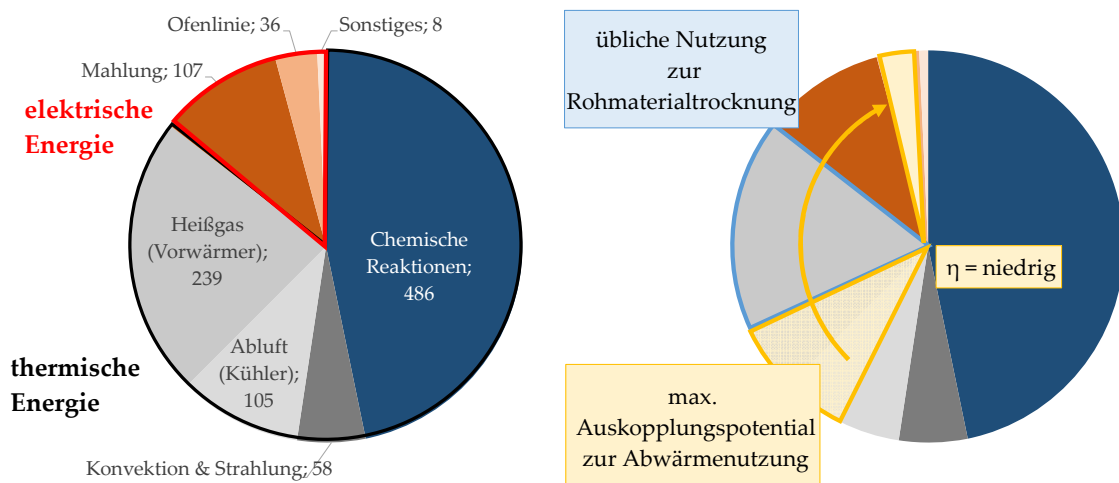
Abbildung 2.1: Schema der Zementherstellung [VDZ2019].

Die Sintertemperatur und somit die Materialtemperatur beträgt ca. 1450 °C, in der Gasphase herrschen Temperaturen bis 2000 °C. Die Energie für die stoffliche Umwandlung der Ausgangsstoffe zum Produkt wird über eine Verbrennung bereitgestellt. Hierbei wird das Gas im Gegenstrom zum Feststoff geführt, um einen guten Energieübertrag zu gestalten. Der Calcinator ist dabei ein gesondertes, in der Regel im Gleichstrom betriebenes Aggregat, zur Entsäuerung des Kalksteins. Aufgrund der stattfindenden chemischen Gleichgewichtsreaktion beträgt die Entsäuerungstemperatur 890 °C. Als Calcinator stehen verschiedene Bauarten zur Verfügung, die unterschiedlichen Anforderungen, wie geringen NO_x-Werten im Abgas, gerecht werden können. In Brennanlagen mit Calcinatoren wird ca. 60 % des Brennstoffs im Calcinator aufgegeben [VDZ2008]. Nachdem das Material die Sinterzone des Drehrohrofens verlassen hat, haben sich aufgrund der Neigung des Drehrohrofens und der Drehbewegung Granalien gebildet, die anschließend im Klinkerkühler mithilfe von Frischluft abgekühlt werden. Die zur Kühlung eingesetzte Luft wird anschließend zu großen Teilen im Brennprozess

weiterverwendet. Ein Teil geht als Sekundärluft in den Ofen und ein weiterer Teil als Tertiärluft in den Calcinator, sodass nur ein geringer Anteil als Kühlerabluft ungenutzt bleibt. Nach der Kühlung wird der Klinker dann vermahlen und mit weiteren Haupt- und Nebenbestandteilen zu Zement gemischt.

Der durchschnittliche thermische Gesamtenergiebedarf des Zementherstellungsprozesses beträgt 2804 kJ pro Kilogramm Zement [VDZ2019] und somit bezogen auf ein Kilogramm Zementklinker 3856 kJ. Dabei entfallen lediglich 1750 kJ/kg_{Klinker} als theoretischer Energiebedarf auf die Reaktionen zur Stoffumwandlung. Neben dem thermischen Energiebedarf wird ein elektrischer Energiebedarf von 111 kWh zur Herstellung einer Tonne Zement benötigt, wobei ca. 46 % bei der Mahlung des Zementes, 25 % bei der Rohmaterialaufbereitung und 24 % bei dem Brennen und Kühlen des Klinkers benötigt werden [VDZ2019]. Bezogen auf den gesamten Zementherstellungsprozess lässt sich mit einer Aufteilung des Energiebedarfs von 12 % elektrischer und 88 % thermischer Energie rechnen, siehe Abbildung 2.2. Die thermische Energie wird über Brennstoffe bereitgestellt. Im Zementklinkerbrennprozess kommen sowohl fossile Brennstoffe als auch alternative Brennstoffe, wie Industrie- und Gewerbeabfälle, Altreifen oder Klärschlamm, zum Einsatz. Der Einsatz von alternativen Brennstoffen bringt sowohl ökologische als auch ökonomische Vorteile. Die biogenen Anteile der alternativen Brennstoffe bringen zudem einen Vorteil in der CO₂-Bilanz. Zugleich sind die alternativen Brennstoffe Abfallströme aus anderen Prozessen und sind oftmals für einen günstigeren Preis im Vergleich zu fossilen Brennstoffen zu erwerben, allerdings muss hier der Preis pro Heizwert des jeweiligen Brennstoffes beachtet werden. Aufgrund der angestrebten Klinkerqualität ist nicht in jedem Werk jeder alternative Brennstoff einsetzbar. Die Brennstoffsubstitutionsrate in Deutschland beträgt derzeit heizwertbezogen 67,5 % [VDZ2019].

In Abbildung 2.2 ist zudem das Potential der Auskopplung von elektrischer Energie dargestellt. Es ist zu erkennen, dass die maximale Auskopplung des klassischen Zementklinkerprozesses lediglich den Energiebedarf der Ofenlinie (in gelb hervorgehoben) decken kann, der elektrische Energiebedarf der Mahlung aber weiterhin extern bezogen werden muss.



**Abbildung 2.2: links: Aufteilung einer beispielhaften Zementproduktion (in kWh/t_{Klinker}) auf der Datenbasis von [EEFA2013, VDZ2018]
rechts: Energetisches Nutzungspotential zu Auskopplung von Abwärme aus dem Zementklinkerbrennprozess nach [UHL2020].**

Bereits 1950 und davor gab es Drehofenanlagen, die einen Abhitzekessel (AHK) zur Wärmerückgewinnung verwendet haben [PLA1955, SCH1950, SCH1952, SCH1954]. Die Anlagen hatten dabei einen AHK, der direkt an den Drehrohrföfen angeschlossen war, sodass das Abgas direkt mit Ofeneinlauftemperatur genutzt werden konnte. Auf die Abhitzekessel wurde ein Gasstrom zwischen 600 und 800 °C geleitet, sodass eine spezifische Stromerzeugung von bis zu 0,114 kWh/kg_{Klinker} erreicht werden konnte [PLA1955]. Allerdings ist bei diesen Anlagenkonzepten keine Angabe zur Staubbeladung des Gases gemacht worden. Heute sind in der Zementindustrie Anlagen zur Abwärmenutzung oder Waste-Heat-Recovery (WHR) zu finden, die abgasseitig das Rohgas nach dem Wärmetauscherturm und/oder Klinkerabluft nutzen. Hierbei ist aber anzumerken, dass über 85 % dieser

Anlagen in China gebaut wurden (Stand 2012) [HAR2013]. Für die Erzeugung elektrischer Energie kommen dabei die Verfahren Steam-Rankine, Organic-Rankine und Kalina in Frage. Diese Verfahren unterscheiden sich vor allem im verwendeten Fluid. Die Verfahren Organic-Rankine basierend auf einem organischen Arbeitsmedium und Kalina basierend auf einem Gemisch aus Wasser und Ammoniak können zudem im Niedertemperaturbereich eingesetzt werden [ALL2015]. Der Vorteil des Dampfkraftprozesses nach Rankine ist der Einsatz des Arbeitsmediums Wasser. Dieser Prozess kann aber erst bei hohen Gastemperaturen, aufgrund des Wasserdampf-Partialdruckes, zu hohen Wirkungsgraden führen. Ab einer Gastemperatur von 310 °C hat sich der Steam-Rankine-Prozess gegenüber dem Organic-Rankine-Prozess als effizienter herausgestellt [KAR2013]. In der Zementindustrie werden zu 98,5 % Dampfkraftprozesse verwendet, dabei liegt der Bereich an erzeugter elektrischer Energie bei 1,8 bis 1,9 MW pro 1000 t/d Klinkerproduktion [HAR2013].

Beispielhaft kann hier eine im Zementwerk Rohrdorf [LEI2013] verbaute Anlage angeführt werden. Dort ist eine Abwärmeverstromung nach dem Zyklonvorwärmer (vier Zyklone) verbaut worden, mit der rund 1/3 des elektrischen Energiebedarfes des Werks gedeckt werden kann [LEI2013]. Die Staublast im Abhitzeessel war dort aber trotz eingebauter Klopfvorrichtungen so stark, dass die Übertragungsleistung gemindert wurde, sodass das Abreinigungskonzept erweitert werden musste.

2.2 Innovatives Prozesskonzept

Zur maximalen Auskopplung von elektrischer Energie aus dem Zementklinkerbrennprozess soll im „Low Profil Process“, kurz LPP, eine Heißgasentstaubung mit anschließender Verstromung im Rankine-Prozess erfolgen. Nach dem aktuellen Stand der Technik erfolgt die Verstromung in der Regel erst nach dem Wärmetauscherturm und ohne vorherige

Staubabscheidung, da für einen Bereich über 400 °C und die vorliegende Gasmenge keine entsprechenden kommerziellen Filtrationslösungen zur Verfügung stehen. Abgasseitig soll ein Temperaturniveau von mindestens 600 °C zur Verfügung gestellt werden, um einen hier vorgesehenen Dampfkraftprozess effektiv mit der Zementklinkerproduktion koppeln zu können. Hierfür wird der klassische Prozess ohne Zyklonvorwärmer genutzt und nach dem Calcinator „abgeschnitten“, um das gewünschte Temperaturniveau zu erreichen. Ohne weitere Maßnahmen liegt an dieser Stelle ein Gasstrom mit einer Temperatur von rund 900 °C vor, allerdings ist hier aufgrund des begrenzten Abscheidegrades im Zyklon nach dem Calcinator eine sehr hohe Staublast zu erwarten. Da der Wirkungsgrad des Abhitzeessels durch Ablagerungen von Staub an den Übertragerflächen rapide sinkt, ist eine effektive Staubabscheidung vor Eintritt in den AHK notwendig, um den Dampfkraftprozess wirtschaftlich zu betreiben, siehe Abbildung 2.3.

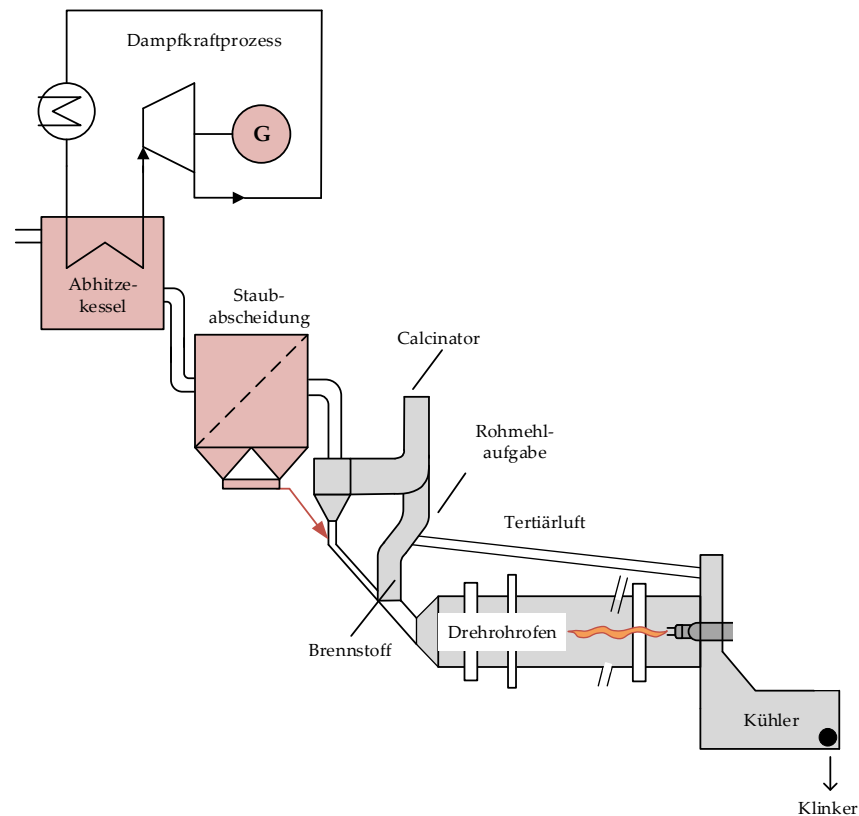


Abbildung 2.3: Schematische Darstellung des innovativen Klinkerbrennprozesses LPP nach [KUH2015a].

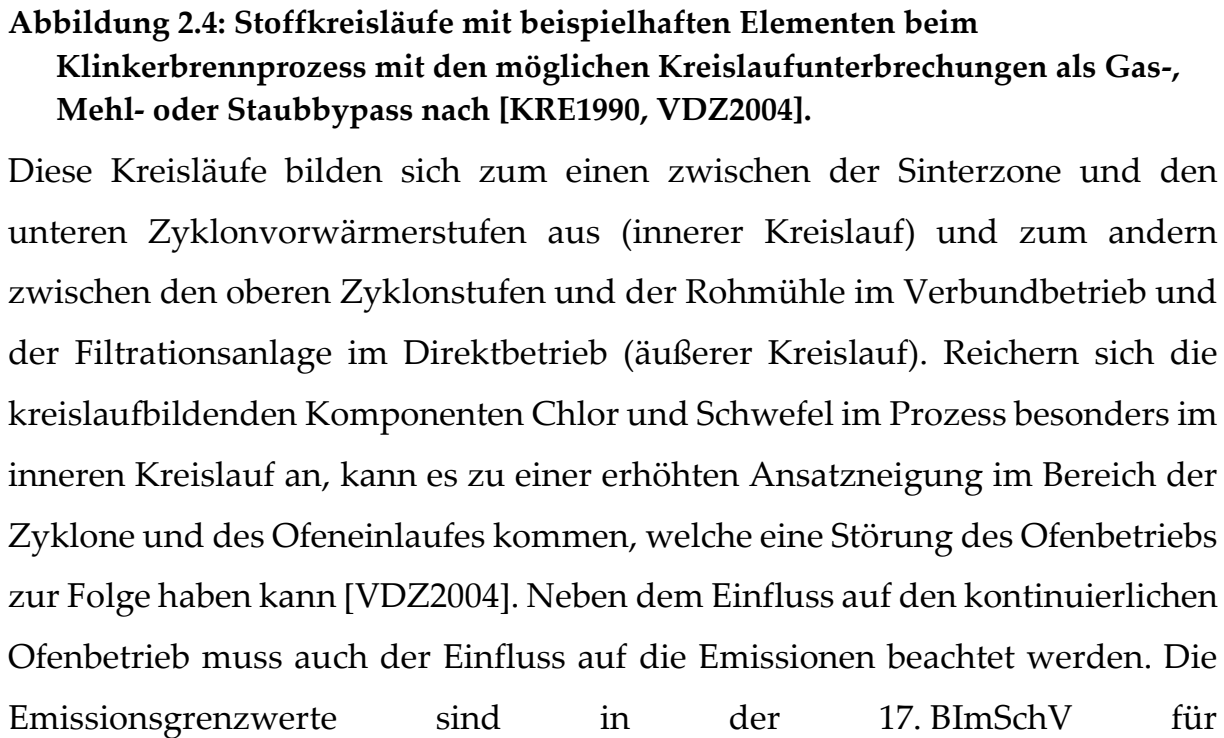
Für die Staubabscheidung in dieser Prozessalternative könnten sowohl keramische Filterelemente, eine Wirbelschicht oder eine bewegte Schüttung in Betracht gezogen werden. In dieser Arbeit liegt der Fokus auf der bewegten Schüttung, da hier ein Vorteil für die erwarteten Gasmengen und die hohe Staubfracht gesehen wird. Als Kollektormaterial soll dabei Klinker und somit ein Zwischenprodukt aus dem Prozess zum Einsatz kommen. Dies stellt eine kostengünstige Bereitstellung dar und ermöglicht eine vollwertige Weiterverwertung des Umlaufmaterials.

2.3 Kreislaufbildende Komponenten

Die angestrebte Substitution von Brenn- und Rohstoffen bringt einen erhöhten Eintrag von kreislaufbildenden Komponenten mit sich. Zu den

kreislaufbildenden Komponenten zählen Chloride, Schwefelverbindungen, Alkalien und Schwermetalle, wie Quecksilber, Thallium und Blei. Schwefelverbindungen können beispielsweise in Brenn- und Rohstoffen vorkommen. So kommen anorganische Schwefelverbindungen als Sulfat und Sulfid in den meisten Kalksteinvorkommen vor [VDZ2004]. Die Bindungsarten sind aber je nach Vorkommen unterschiedlich. Genauso können Schwefelverbindungen in den Brennstoffen vorkommen, sowohl die fossilen Brennstoffe, wie Braunkohle, als auch alternative Brennstoffe, wie Altreifen, enthalten anorganische und organische Schwefelverbindungen [VDZ2004]. Der Einfluss der Schwefelverbindungen der Brennstoffe hat eine besondere Bedeutung, da diese durch die Verbrennung im Heißbereich des Ofens in Form von SO_2 freiwerden.

Die kreislaufbildenden Komponenten können sich im Klinkerbrennprozess über Kreisläufe anreichern, da sie in den Hochtemperaturbereichen der Anlage ganz oder teilweise in die Gasphase übergehen und in den kälteren Bereichen an den Feststoffpartikeln kondensieren und resublimieren, siehe Abbildung 2.4.



Abfallmitverbrennungsanlagen, zu denen Zementklinkerbrennanlagen zählen, festgehalten [BUN2013]. Der Halbstundenmittelwert für die Emissionsgrenzwerte von Schwefeltrioxid und Schwefeldioxid, angegeben als Schwefeldioxid, beträgt beispielsweise 200 mg/m³. Dieser Wert sollte langfristig auch im Störfall oder bei der Kreislaufentlastung durch einen Bypass nicht überschritten werden. Aus diesen Gründen sind eine Kenntnis und die Bewertung der Kreisläufe in einer Klinkerbrennanlage wichtig, um Störfälle und Emissionen zu vermeiden und die entsprechenden Maßnahmen zur Minderung einsetzen zu können.

In der Literatur [BUC1971a, BUC1971b, KRE1985, RIT1971, WEB1964] finden sich verschiedene Bilanzierungsmodelle. Diese ermöglichen die Beschreibung des Kreislaufverhaltens und somit die Verdampfungs- und Kondensationsraten anhand von Anlagendaten. Dabei ist die geläufige Nomenklatur nicht eindeutig, da in diesen Modellen immer von Verdampfung und Kondensation gesprochen wird, auch wenn es sich um den Übergang von fest- in gasförmig und umgekehrt handelt, der thermodynamisch als Sublimation bezeichnet wird. Die Kondensation steht hier somit für den Übergang in eine feste oder schmelzflüssige Phase und die Verdampfung für den Übergang in die Gasphase.

Die gegebenen Modelle basieren auf der Analyse der Zusammensetzung der Rohmaterialien, Brennstoffe und des Klinkers. Sind diese bekannt, kann die Flüchtigkeit der Kreislaufelemente berechnet werden. Vereinfacht lässt sich die Bilanzierung wie folgt nach [KRE1985] durchführen.

$$\omega_{j,Rohmehl} + \omega_{j,Brennstoff} = \omega_{j,Klinker} + \omega_{j,Rohgas} \quad (1)$$

$$\omega_{j,Brenngut} = \omega_{j,Rohmehl} + \omega_{j,Kondensiert} \quad (2)$$

$$\omega_{j,Klinker} = (1 - v_j) \cdot (\omega_{j,Brenngut}) \quad (3)$$

$$\omega_{j,Kondensiert} = v_j \cdot (\omega_{j,Brenngut}) + \omega_{j,Brennstoff} \quad (4)$$

Mit den massenspezifischen Gewichtsanteilen (auf das Produkt Klinker bezogen) der Komponente,

$\omega_{j,Rohmehl}$	Konzentration der Komponente im Rohmehl,
$\omega_{j,Brennstoff}$	Konzentration der Komponente im Brennstoff,
$\omega_{j,Kondensiert}$	Konzentration der am Rohmehl kondensierten Bestandteile,
$\omega_{j,Brenngut}$	Konzentration der Komponente im Heißmehl (Rohmehl und kondensierte Komponente),
$\omega_{j,Klinker}$	Konzentration der nicht verdampften Anteile, die im Klinker eingebunden werden und
v_j	Flüchtigkeit der Kreislaufelemente.

$\omega_{j,Brenngut}$ und $\omega_{j,Klinker}$ ergeben sich durch Messungen, sodass die Flüchtigkeit der Komponente v_i durch Umstellen der Gleichung bestimmt werden kann:

$$v_j = v_{j,BG} = 1 - \frac{\omega_{j,Klinker}}{\omega_{j,Brenngut}} \quad (5)$$

Um den Bypass erweitert wird diese Bilanz in [WEB1964] dargestellt: hier lässt sich der Alkalianteil im Kreislauf (K-1) in Abbildung 2.5 sowie die Anreicherung der Alkalien (ΔA) im Klinker bestimmen. Zusätzlich werden die Verdampfungsraten für die Stoffströme Rohmehl $v_{j,RM}$ und Brenngut $v_{j,BG}$ getrennt betrachtet. Diese unterscheiden sich hauptsächlich darin, dass die Flüchtigkeit der Rohmehlkomponenten im kälteren Bereich des äußeren Kreislaufes auftritt und die des Brenngutes bei höheren Temperaturen im Bereich des inneren Kreislaufes. Zudem unterscheiden sich die Verdampfungsraten der Komponenten und beiden Stoffströmen, da sie in unterschiedlichen Bindungsformen vorliegen. So liegen die kreislaufbildenden Komponenten nach dem ersten Durchlauf der heißen Zone als Salzverbindungen vor, welche eine höhere Verdampfungsneigung aufweisen.

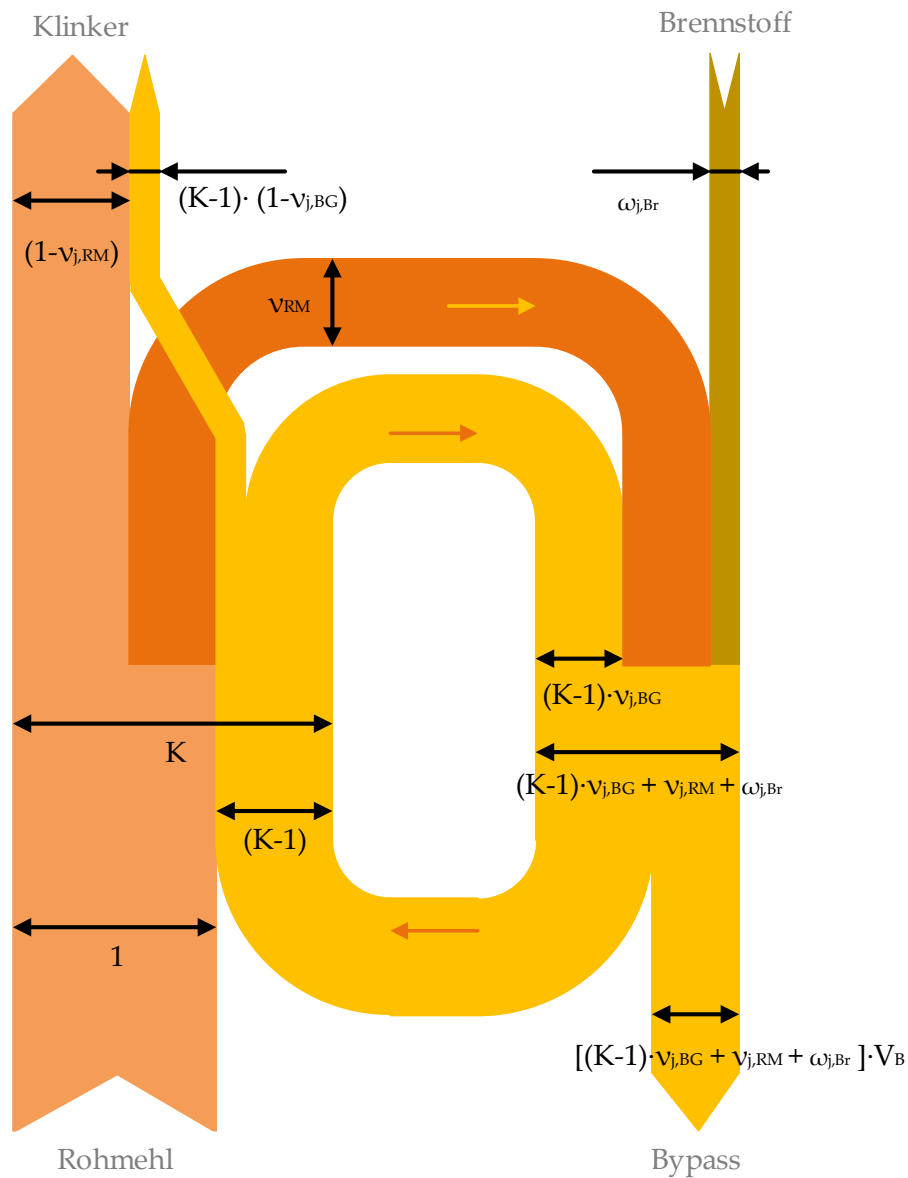


Abbildung 2.5: Schematische Darstellung des inneren Kreislaufes nach [WEB1964].

Aus der Bilanzierung des Kreislaufes ergibt sich die Berechnung der Anteile in Gleichung (6) und (7).

$$\begin{aligned}
& (v_{j,RM} + \omega_{j,Br}) \\
& = \left((K - 1) \cdot (1 - v_{j,BG}) \right) \\
& + \left([(K - 1) \cdot v_{j,BG} + v_{j,RM} \right. \\
& \quad \left. + \omega_{j,Br}] \cdot V_B \right) \\
& \qquad \qquad \qquad (6) \\
K - 1 & = \frac{(v_{j,RM} + \omega_{j,Br}) \cdot (1 - V_B)}{1 - v_{j,BG} \cdot (1 - V_B)}
\end{aligned}$$

$$\Delta A = (1 - v_{j,RM}) + \left((K - 1) \cdot (1 - v_{j,BG}) \right) \quad (7)$$

V_{ges} stellt das Ventil der Kreislaukomponenten über die Gasphase dar. Dies lässt sich wiederum in Bypass V_B und Ofensystem V_n aufteilen beziehungsweise durch den Bypassanteil steigern.

$$V_{ges} = V_B + (1 - V_B) \cdot V_n = V_B + \left((K - 1) \cdot (1 - v_{j,BG}) \right) \quad (8)$$

In einer vergleichbaren Zusammenstellung werden die Kreisläufe in Erweiterung durch [BUC1971a, BUC1971b] beschrieben. Hier werden allerdings die beiden Anteile der Verdampfung v_j , wie bei [KRE1985] zusammengefasst, aber der Anteil der kondensierenden Komponente χ_j zusätzlich aufgeführt.

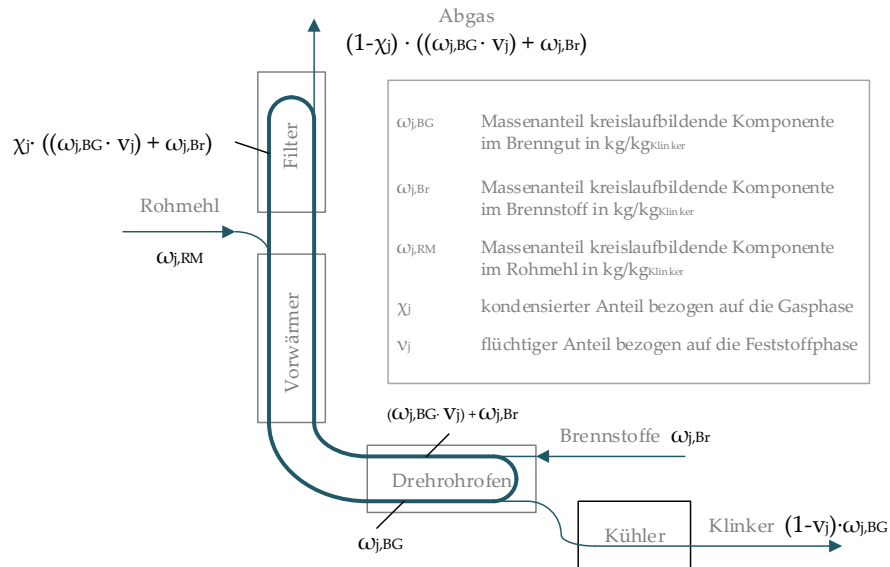


Abbildung 2.6: Bilanzierung der Anteile der kreislaufbildenden Komponenten nach [BUC1971a].

Typische Werte für die Flüchtigkeiten der Komponenten im Rohmehl und im Brenngut sind in Tabelle 2.1 zusammengestellt. Allerdings lässt sich der Wert für das Brenngut nur schwer bestimmen, da hier bereits verdampfte und kondensierte Anteile einbezogen werden.

Tabelle 2.1: Typische Flüchtigkeitsfaktoren für verschiedene Kreislaufkomponenten [DUD1985]

	Flüchtigkeit der Rohmehlkomponente $v_{j,RM}$		Flüchtigkeit der Brenngutkomponente $v_{j,BG}$
	Ohne Cl-Zusatz	Mit Cl-Zusatz	
K_2O	0,4-0,6	0,6-0,8	0,9
Na_2O	0,35-0,5	0,5-0,6	0,8
SO_3	0,9	0,9	0,9
Cl_2	-	1,0	1,0

Zur Bestimmung der kondensierenden und verdampfenden Anteile aus der Gas- und der Feststoffphase können zudem Stoffdaten der verschiedenen kreislaufbildenden Komponenten herangezogen werden. Im Folgenden sind Schmelzpunkte (Tabelle 2.2), temperaturabhängige Konzentrationen im

Brenngut (Abbildung 2.7) und Dampfdrücke (Abbildung 2.8) aus der Literatur zusammengestellt.

Tabelle 2.2: Schmelzpunkte verschiedener Alkaliverbindungen nach [MUß1962].

Alkaliverbindung	Schmelzpunkt in °C
KOH	361
KCl	768
K ₂ CO ₃	894
K ₂ SO ₄	1074
NaOH	319
NaCl	801
Na ₂ CO ₃	850
Na ₂ SO ₄	884

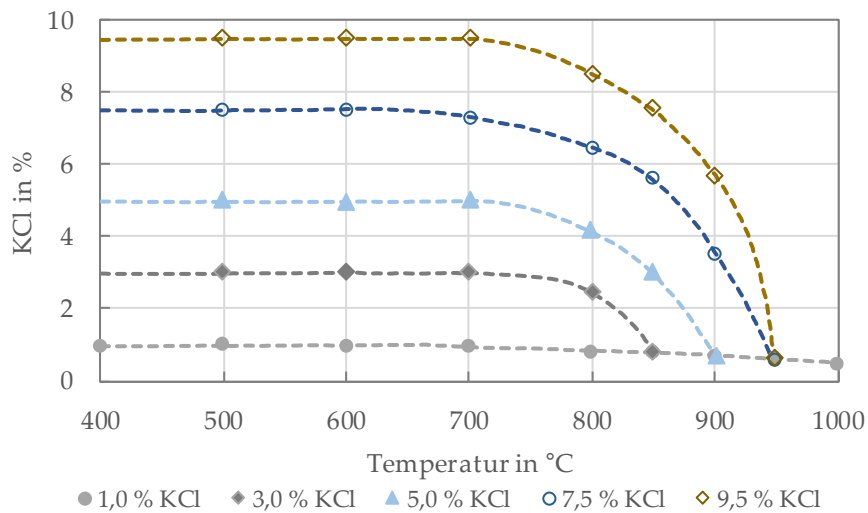


Abbildung 2.7: Flüchtigkeit von Kaliumchlorid in Mischungen mit Zementrohmehl bei verschiedenen Temperaturen nach [MUß1962].

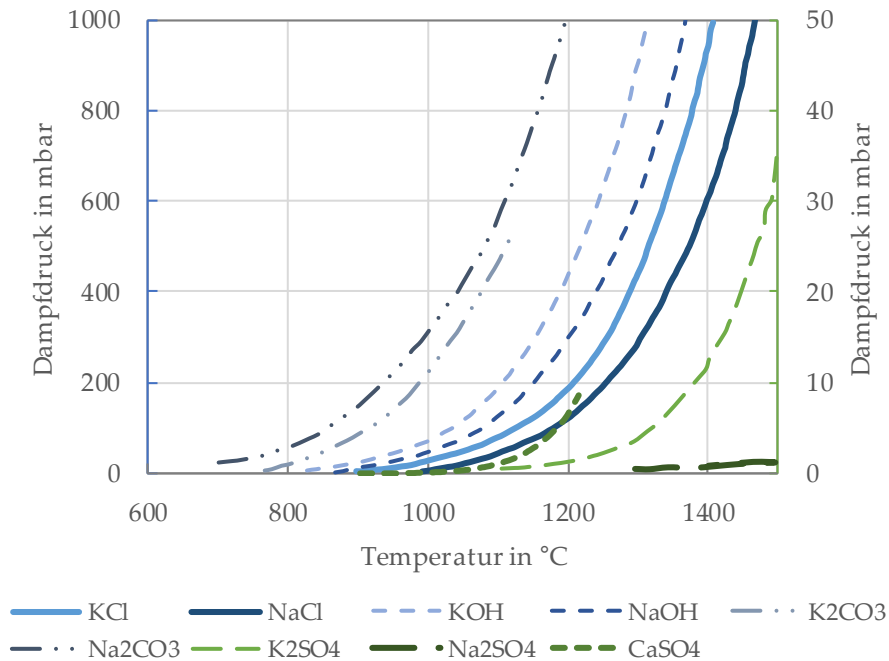


Abbildung 2.8: Dampfdruckkurven der verschiedenen kreislaufbildenden Verbindungen nach [BUC1980, GOE1960, PLI1979].

Zusätzlich wechselwirken die unterschiedlichen kreislaufbildenden Komponenten untereinander, sodass sich eine getrennte Betrachtung der einzelnen Komponenten nur schwer vornehmen lässt.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die Alkalichloride und -hydroxide eine höhere Flüchtigkeit als Alkalisulfate und Carbonate aufweisen, siehe Abbildung 2.9.

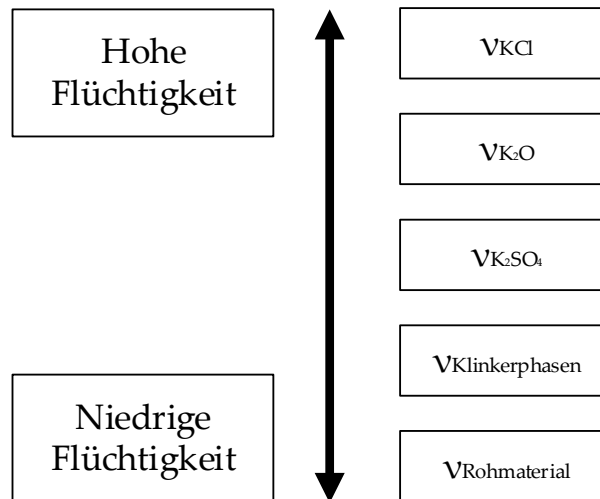


Abbildung 2.9: Einordnung der Flüchtigkeit von Kalium aus verschiedenen Kaliumverbindungen im Klinkerbrennprozess [Wolter 2001].

Auch für die Rekombination weisen die Komponenten unterschiedliche Affinitäten auf, siehe Abbildung 2.10, [COR2014, HOL1992, JAW1977, KER1993]. Die gasförmigen Chloride reagieren zuerst mit den Alkalien zu KCl (selten auch NaCl) und der Überschuss anschließend zu CaCl_2 . Herrscht ein Alkaliüberschuss, reagieren die Alkalien nach den Chloriden mit Schwefeldioxid unter Oxidation zu K_2SO_4 bzw. NaSO_4 und $\text{Ca}_2\text{K}_2(\text{SO}_4)_2$ bzw. $\text{K}_3\text{Na}(\text{SO}_4)_2$, dann erst zu K_2CO_3 und Na_2CO_3 . Ist Schwefel im Überschuss vorhanden, reagiert er zunächst mit den noch verfügbaren Alkalien und der Überschuss mit CaO zu CaSO_4 .

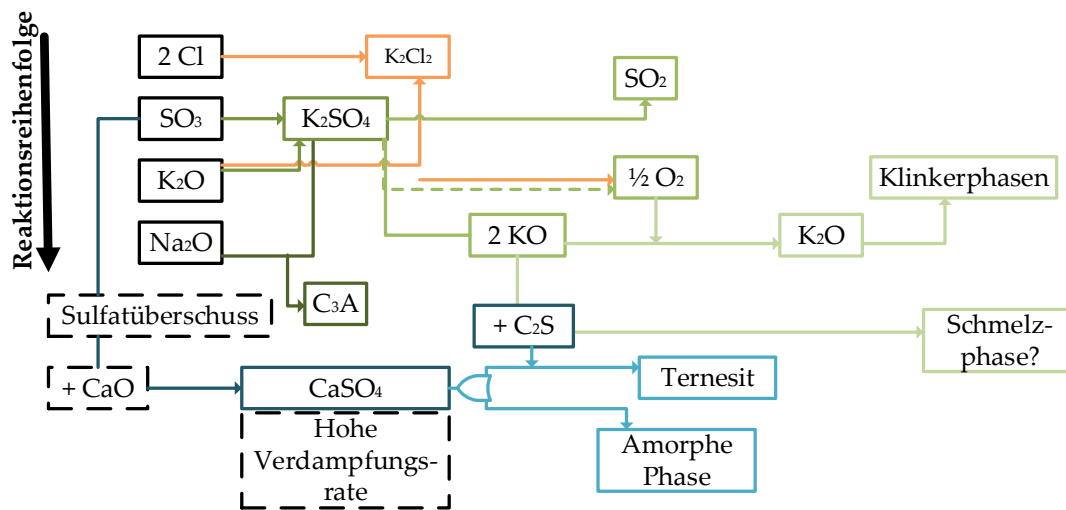


Abbildung 2.10: Reaktionsreihenfolge der im Klinkerbrennprozess vorkommenden kreislaufbildenden Komponenten Chloride, Sulfate/Sulfite und Alkalien.

2.4 Der Bypass zur Entlastung der Kreisläufe

Zur Entlastung der oben beschriebenen Kreisläufe kann ein Bypass eingesetzt werden. Hierbei unterscheidet man drei Bypassarten, den Staubbypass, den Heißmehlbypass und den Gasbypass, siehe Abbildung 2.4. Der Heißmehl- und der Staubbypass entlasten die Kreisläufe über einen Teilabzug der Feststoffphase. Der Gasbypass hingegen entlastet den inneren Kreislauf über einen Teilgasabzug aus dem Bereich des Ofeneinlaufes (zwischen Drehrohröfen und Zyklonvorwärmer) bei rund 1000 °C Gastemperatur. Da mit dem Gasbypass ein staubbelasteter Heißgasstrom aus dem System Klinkerbrennprozess abgezogen wird, der derzeit nicht genutzt wird, liegt der Fokus in dieser Arbeit auf dieser Bypassart.

Durch die Anwendung eines Gasbypasses wird dem Ofensystem neben den stofflichen Komponenten auch Energie (Enthalpie des Ofengases und Staubes sowie die Entsäuerungswärme des Staubes) entzogen. Bei einem Gasbypass in einer Anlage ohne Calcinator wird von einem Wärmeverlust von 2357 kJ/m³ (i.N.) (30,6 kJ/kg_{Klinker} pro 1 % Bypassrate) gesprochen [Kreft 1990].

Abhängig von der verwendeten Luftzufuhr und Zieltemperatur nach der Kühlung lässt sich eine Wärmegutschrift durch Weiterverwendung verbuchen. Aus einem Modell für den Klinkerbrennprozess ergibt sich eine Steigerung des spezifischen Brennstoffbedarfs pro Prozent Bypassrate um 0,2 % ($6 \text{ kJ/kg}_{\text{Klinker}}$) [VDZ2007]. Der Energieverlust über den Bypass ergibt sich aus dem Mehraufwand an Brennstoffenergie, der zur Aufrechterhaltung der Stoffumwandlung und Materialaufheizung benötigt wird [VDZ2007]. Dieser energetisch wertvolle abgezogene Heißgasstrom wird in der Regel aufgrund seiner Staubbeladung und der einhergehenden Kreislaufkomponentenkonzentration im Staub nicht weiterverwendet.

Nach dem Abzug erfolgt durch Zugabe von Frischluft, siehe Abbildung 2.11, eine Umwandlung in einen Niedertemperatur-Abgasstrom, der lediglich Anwendung zur Rohmaterialtrocknung findet. Die Menge der Frischluftzufuhr ist dabei nur von der zu überwindenden Temperaturdifferenz zwischen Ofeneinlauf- und Filtrationstemperatur abhängig. Nach dem Stand der Technik wird das Bypassgas nach dem Abzug mit Frischluft oder Wasser gekühlt, um anschließend mit einem Schlauch- oder Elektrofilter entstaubt werden zu können. Dabei liegt die maximale Arbeitstemperatur für Gewebefilter bei rund 280°C und für Elektrofilter bei rund 400°C . Zur besseren energetischen Nutzung des Bypassgases gibt es verschiedene Vorschläge, wie die Nutzung der Energie zur Materialtrocknung oder für einen Dampfkraftprozess zur Erzeugung elektrischer Energie [STE1986].

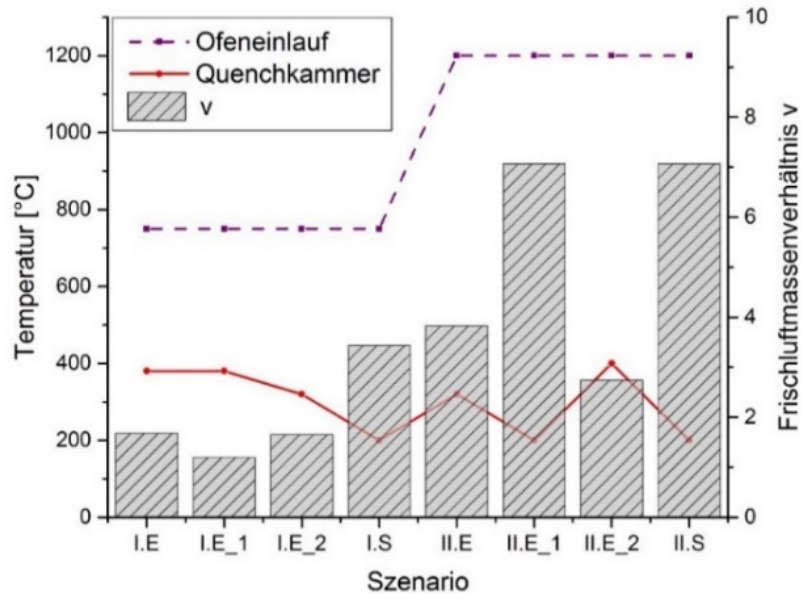


Abbildung 2.11: Darstellung der benötigten Frischluftmassen im Verhältnis zum Bypassstrom zur Abkühlung auf Filtrationstemperatur bei verschiedenen Anlagenkonfigurationen: I) Produktionsanlage mit Satellitenkühler, II) Produktionsanlage mit Calcinator und Rostkühler, E) Elektro- und S) Schlauchfilter zur Bypassgasentstaubung [KAR2017].

Hier stellt die Abreinigung des Gases von Staub und den Kreislaufkomponenten allerdings eine technische Herausforderung dar. Kommerzielle Heißgasfilter sind zwar für den Temperaturbereich von 800 bis 1000 °C verfügbar [HEI2012] und auch für den Betrieb mit stark anhaftenden Stäuben ausgelegt [Calida Cleantech GmbH], allerdings sind diese Module zu klein für die vorhandenen Gasströme und müssten mehrstufig ausgelegt werden. Ein Schüttstofffilter aus Klinkergranalien, wie in Abschnitt 2.2 vorgestellt, kann eine effiziente Lösung darstellen. Voraussetzung hierfür ist allerdings neben der Staubabscheidung die Einbindung der kreislaufbildenden Komponenten in den Staub oder das Schüttmaterial im Hochtemperaturbereich.

3 Hochtemperatur-Austauschstufe – Modellbildung

Der Kernpunkt dieser Arbeit ist die Ausarbeitung der Hochtemperatur-Austauschstufe im Hinblick auf den Einsatzbereich als Heißgasfilter in der Zementklinkerherstellung. Da eine direkte experimentelle Umsetzung in den tatsächlichen Maßstab aufgrund der erheblichen baulichen Maßnahmen im Hochtemperaturbereich kaum möglich ist, soll das Verhalten der Staubabscheidung mithilfe eines aus physikalischen und chemischen Vorgängen resultierenden Modells beschrieben werden. Hierbei darf die Energiebilanzierung nicht außer Acht gelassen werden, da ein geringer Temperaturverlust des Heißgases essenziell für eine spätere Nutzung zur Verstromung ist. Mithilfe eines Parameter-Bestimmungskonzeptes sollen verschiedene Prozessparameter experimentell überprüft werden. Die Validierung des Modells erfolgt im Werksversuch, um möglichst viele Parameter zu erfassen, nur die Zieltemperatur des Heißgases kann nicht dargestellt werden. Die Erfassung verschiedener Temperaturbereiche im Werks- und Laborversuch erlaubt aber eine Abschätzung des Verhaltens bei unterschiedlichen Temperaturen.

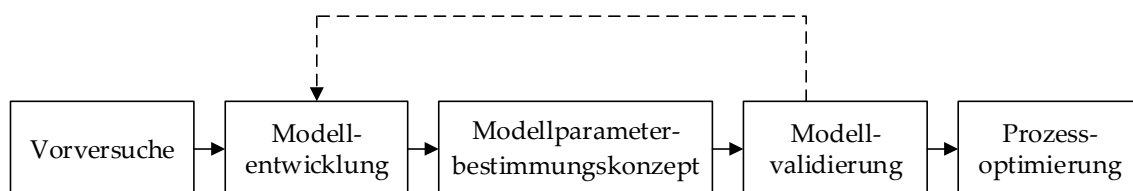


Abbildung 3.1: Wissenschaftliche Methodik.

Im Folgenden sollen die im Modell genutzten Ansätze für die Beschreibung der Vorgänge in der Schütttschicht zur Heißgasreinigung vorgestellt werden. Der Wärmetransport kann beispielsweise über Massen- und Energiebilanzen dargestellt werden, die die verschiedenen Wärmeübertragungsmechanismen (Konvektion, Strahlung und Leitung) einbeziehen. Der Wärmeübergang bedingt durch erzwungene Konvektion kann mithilfe der Nusselt-Zahl beschrieben werden. Eine Anwendung für Schüttungen wird in [GNI2013]

beschrieben. Für die Beschreibung des Druckverlustes bei der Umströmung beziehungsweise Durchströmung von Schüttungen existieren verschiedene Modellansätze. Allgemein lässt sich der Ansatz des Kapillarmodells, auf dem die Beschreibungen von [ERG1952] und [BRA1960, BRA1971] beruhen, und das Einzelkugelumströmungsmodell ([HAP1985, MOL1982]) unterscheiden. Die Staubabscheidung wird durch verschiedenen Mechanismen, wie Trägheits- und Sperreffekte, beeinflusst. Die Vorgänge in der Schüttung und die damit verbundenen Wechselwirkungen, beispielsweise von Staubabscheidung und Druckverlust, werden in den folgenden Abschnitten mit den entsprechenden Gleichungen beschrieben. Am Ende werden die einzelnen Mechanismen zu einem Modell zusammengefügt, das die Vorgänge der Staubabscheidung und der Wärmeübergänge in der Hochtemperatur-Austauschstufe beschreibt.

3.1 Staubabscheidung in einer Granalienschüttung

Betrachtet man das System der Hochtemperatur-Austauschstufe, kann man davon ausgehen, dass kontinuierlich das Rohgas, ein Gasstrom mit Staubbeladung, auf die Granalienschüttung trifft. Hierbei umströmt der Gasstrom die Granalien und der Staub wird abgeschieden. In der Schüttung wird der Staubstrom aufgrund des Strömungstransportes zum Teil weitergetragen. Die Abscheidung wird in einem diskreten Bilanzraum bilanziert.

Für die Massenbilanz um den grün gestrichelten Bilanzraum in Abbildung 3.2 ergibt sich Gleichung (9).

$$\frac{\partial m}{\partial t} = \dot{m}_{konv,x} - \dot{m}_{konv,x+\Delta x} - \dot{m}_{Abs} \quad (9)$$

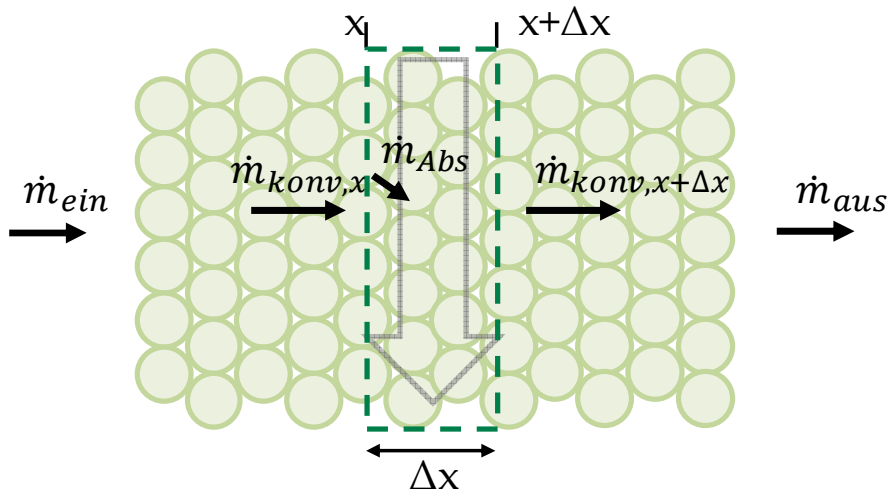


Abbildung 3.2: Massenbilanz um eine Granalischicht in einer Schüttung.

Mit dem Akkumulationsterm (10), dem konvektiven Strömungstransport (11) und dem Abscheideterm (12) lässt sich die Staubbeladung (13) im Gasstrom in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit und dem Lückengrad zeitlich und örtlich differenziert darstellen.

$$\frac{\partial m}{\partial t} = \frac{\partial (B \cdot V)}{\partial t} = \frac{\partial B}{\partial t} \cdot A \cdot dx \cdot \varepsilon \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{konv,x} - \dot{m}_{konv,x+\Delta x} &= \dots \\ &= -\frac{\partial B}{\partial x} \cdot dx \cdot A \cdot u_0 \cdot \varepsilon \end{aligned} \quad (11)$$

$$\dot{m}_{Abs} = E(u_0, \varepsilon) \cdot B \cdot A \cdot \varepsilon \cdot dx \quad (12)$$

$$\frac{\partial B}{\partial t} = -u_0 \frac{\partial B}{\partial x} - E(u_0, \varepsilon) \cdot B \quad (13)$$

Es ist davon auszugehen, dass es in axialer und radialer Richtung nur zu geringen Dispersionseffekten kommt, da dies für Festbettreaktoren üblich ist [KRA2012]. Somit wird vorausgesetzt, dass eine Rückvermischung vernachlässigt werden kann. Des Weiteren wird angenommen, dass die Staubverteilung über den Querschnitt entsprechend der Anströmfläche konstant ist.

Der Staub soll in der Schüttung am Kollektormaterial abgeschieden werden. Zur Bestimmung des für die Abscheideleistung verantwortlichen Gesamtabscheidegrades E wird der Einzelkugelabscheidegrad auf die Schüttung übertragen. Dabei lässt sich die Staubabscheidung je nach Partikelgröße und deren Größenverhältnis zu dem Kollektor in verschiedene Abscheidemechanismen unterteilen. In Abbildung 3.3 ist eine Trennkurve, zusammengesetzt aus verschiedenen Effekten in Abhängigkeit von der Partikelgröße, für die Randbedingungen der Hochtemperatur-Austauschstufe dargestellt.

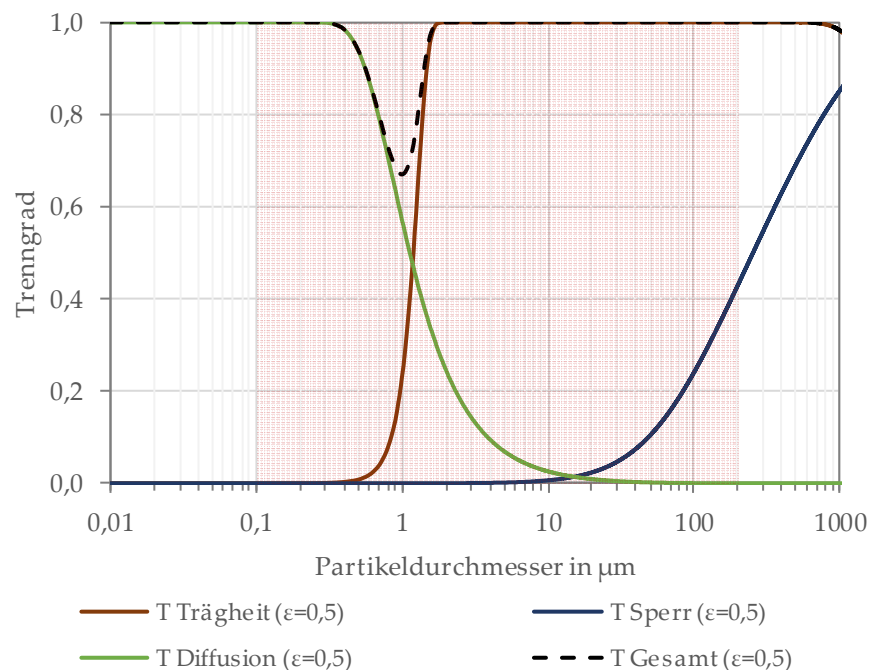


Abbildung 3.3: Trennkurven in Abhängigkeit von der Partikelgröße
(Partikelgrößenbereich der in dieser Arbeit verwendeten Stäube rot hinterlegt)
beispielhaft für die Abscheidung an 1 cm Kollektoren und bei 900 °C
Gastemperatur.

Die verschiedenen wirkenden Abscheideeffekte sind in Abbildung 3.4 schematisch dargestellt und werden im Folgenden näher erläutert.

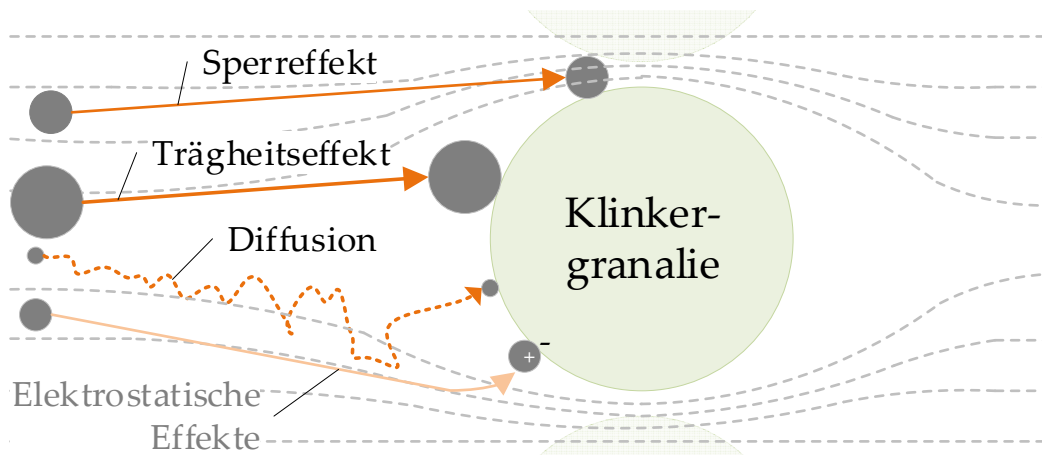


Abbildung 3.4: Schematische Beschreibung der verschiedenen Abscheidemechanismen an einem Kollektor zitiert (S Sperreffekt, T Trägheitsabscheidung, D Diffusion, E elektrischer Effekt) [HEL2012].

Die im Klinkerbrennprozess zu erwartenden Prozessstäube liegen in einem Partikelgrößenbereich von 0,1 bis 200 μm . Wie in Abbildung 3.5 gezeigt, werden in dieser Arbeit beispielhaft Filterstaub aus der Rohgasentstaubung und Rohmehl verwendet, um das Abscheideverhalten zu charakterisieren.

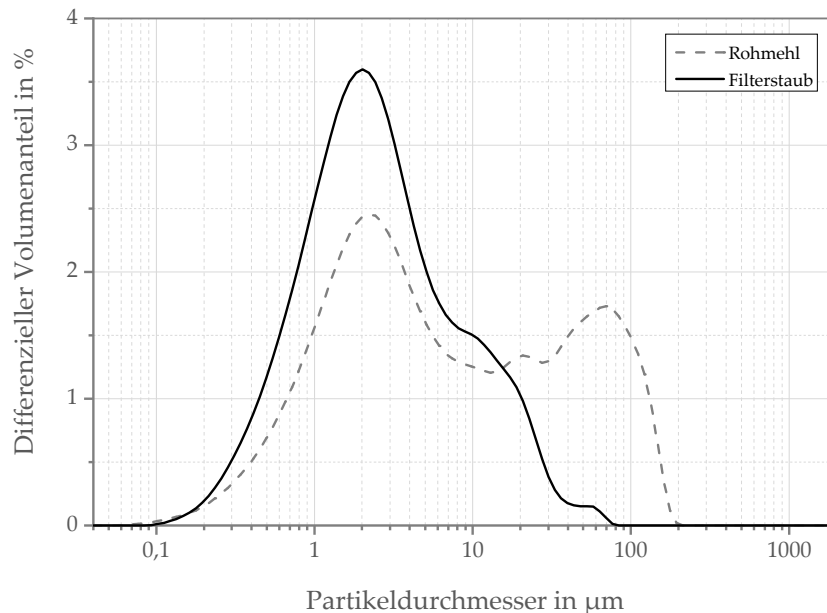


Abbildung 3.5: Differenzielle Auftragung der Korngrößenverteilung von Rohmehl und Filterstaubproben.

Es ist zu erwarten, dass der Abscheideeffekt der Diffusion hier bei der kleineren Partikelgrößenfraktion zum Tragen kommt und der Effekt der Trägheit die

größeren Fraktionen stärker beeinflusst. Der Sperreffekt hat bei geringer werdendem Lückengrad einen steigenden Einfluss, wie in Abbildung 3.6 in blau gezeigt. Die elektrostatischen Effekte werden in diesem Fall vernachlässigt, da sie für Partikel größer $0,5 \mu\text{m}$ nur einen geringen Einfluss haben [EBN2014, Kopf 2014, LEH2005].

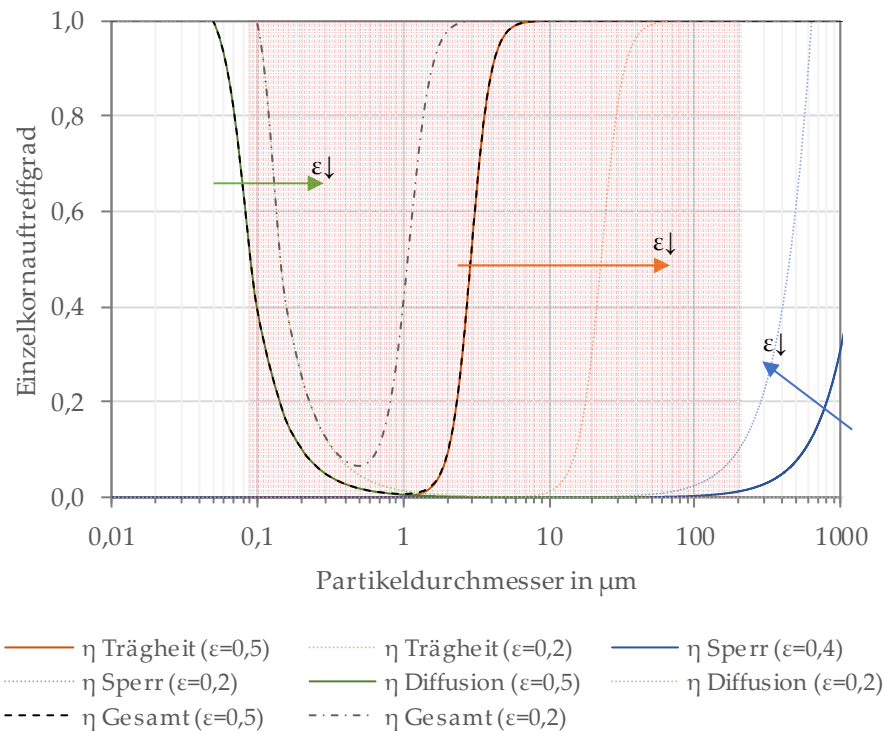


Abbildung 3.6: Darstellung der Abscheidemechanismen in Abhängigkeit der Partikelgröße und des Lückengrades beispielhaft für die Abscheidung an 1 cm Kollektoren und bei 900 °C Gastemperatur.

Es folgt der Übertrag der Einzelkugelabscheidung, die durch die Wahrscheinlichkeiten von Auftreffen, Haften und Abscheiden beschrieben wird, auf die Gesamtschüttung als Kollektiv von einzelnen Kollektoren. Daraus resultiert der Trenngrad. Dabei wird die Kugelschüttung als homogenes Bett aus gleichmäßigen runden Kugeln angesehen [TAR1978]. Um eine bessere Auflösung des Abscheideverhaltens darzustellen, wird die Gesamtschüttung in einzelne Schichten unterteilt und jeweils bilanziert, wie in der Darstellung der Massenbilanz in Abbildung 3.2 gezeigt.

Die Staubabscheidung lässt sich durch die folgenden Gleichungen (19), (20) und (23), die die Hauptabscheidemechanismen beschreiben, berechnen. Um den Trenngrad zu bestimmen, müssen zunächst die Hauptabscheidemechanismen charakterisiert werden. Der erste Abscheidemechanismus ist die Trägheit. Charakteristisch für diesen Mechanismus ist die in Gleichung (14) beschriebene dimensionslose Stokes-Zahl. In den Berechnungen steht u_0 dabei für die Leerrohrgeschwindigkeit, ohne Beachtung der Querschnittsverengung durch die Schüttung. Die für das abzuscheidende Material einzusetzenden Größen sind ρ_p und d_p als Dichte und der Partikeldurchmesser des Staubes. Die Schüttung fließt über den Durchmesser der Schüttelelemente d_K ein. Für die Charakterisierung des Fluids gehen die dynamische Viskosität μ_F und die Cunningham-Korrektur Cu ein.

$$St = \frac{Cu \cdot \rho_p \cdot d_p^2 \cdot u_0}{18 \cdot \mu_F \cdot d_K} \quad (14)$$

In Gleichung (15) ist die Cunningham-Korrektur dargestellt, hier können vereinfacht die Konstanten für Luft eingesetzt werden. Die Konstanten A_1 bis A_3 werden nach [DAV1945] als $A_1=1,257$, $A_2=0,4$ und $A_3=1,1$ angenommen. Zudem wird \bar{l} , die mittlere freie Weglänge, die ein Teilchen vor dem Zusammenstoß zurücklegt, über die kinetische Gastheorie berechnet [SOM2013]. r_p beschreibt den Radius eines Staubkorns.

$$Cu = 1 + \frac{\bar{l}}{r_p} \cdot \left(A_1 + A_2 \cdot \exp\left(-\frac{A_3 \cdot r_p}{\bar{l}}\right) \right) \quad (15)$$

In der Literatur sind Modifikationen der Stokes-Zahl für die Anwendung der Abscheidung in Schüttungen zu finden. Der Feststoffanteil der Schüttung ($a=1-\epsilon$) wird in den Gleichungen (16) bis (18) in die Berechnungen einbezogen. A_H stellt eine hydrodynamische Anpassung aus dem Happel'schen Zellenmodell dar [HAP1985] und H_p stammt aus der Erweiterung von [D'O1982]. Die Gleichungen sind für die Bereiche $St \ll 1$ und $St \cdot Re^{0,5} \ll 1$ gültig, welcher auch in

diesem Fall bei der Anwendung von Strömungsgeschwindigkeiten bis 7 m/s eingehalten wird.

$$St_{eff} = A((a), Re_K) \cdot St = [A_H(a) + A_P(a)] \cdot St \quad (16)$$

$$A_H(a) = \frac{6 - 6 \cdot a^{5/3}}{6 - 9 \cdot a^{1/3} + 9 \cdot a^{5/3} - 6 \cdot a^2} \quad (17)$$

$$A_P(a) = 1,14 \cdot Re_K^{1/2} \cdot \varepsilon^{-3/2} \quad (18)$$

Aus den beschriebenen Gleichungen lässt sich anschließend der Auftreffgrad für die Trägheit nach Gleichung (19) bestimmen [D'O1982].

$$\eta_T = \frac{St_{eff}^{3,55}}{St_{eff}^{3,55} + 1,67} \quad (19)$$

Der zweite betrachtete Abscheidemechanismus ergibt sich aus der Diffusion und wird durch den Auftreffgrad η_D in Gleichung (20) beschrieben.

$$\eta_D = 4 \cdot g(\varepsilon) \cdot Pe^{-2/3} \quad (20)$$

Die Péclet-Zahl (Gleichung (21)) gibt dabei das Verhältnis von advektiven und diffusiven Transportmechanismen wieder.

$$Pe = \frac{u_0 \cdot d_K}{D_p} \quad (21)$$

Der benötigte Diffusionskoeffizient für das partikelbeladene Fluid lässt sich nach Gleichung (22) bestimmen, k_B ist die Boltzmann-Konstante und T die Temperatur des Fluids in K.

$$D_p = \frac{Cu \cdot k_B \cdot T}{3 \cdot \pi \cdot \mu_F \cdot d_p} \quad (22)$$

Der letzte in dieser Arbeit betrachtete Auftreffgrad bezieht sich auf den Sperreffekt und wird durch η_R in Gleichung (23) dargestellt.

$$\eta_R = 1,5 \cdot g(\varepsilon)^3 \cdot R_p^2 \quad (23)$$

R_p ist dabei das Verhältnis der Radien von Partikel r_p und Abscheideelement r_K und g ein Korrekturfaktor, der die Beschleunigungsanpassung bedingt durch die Strömungsänderung in der Schüttung einbezieht [EBN2016, SØR1974].

$$R_p = \frac{r_p}{r_K} \leq 0,01 \quad (24)$$

$$g(\varepsilon) = \frac{1,104}{\varepsilon} \quad (25)$$

Der Einzelkornauftreffgrad lässt sich anschließend als Summe der Auftreffgrade der verschiedenen Mechanismen bestimmen.

$$\eta_{Ges}(d_p) = \sum_{i=1}^n \eta_i \quad (26)$$

Allerdings ist davon auszugehen, dass ein Teil der Partikel von den Abscheideelementen wieder abprallt und nur ein Teil haften bleibt, dieser Anteil lässt sich mit dem Haftanteil in Gleichung (28) abschätzen.

$$h = \frac{190}{(St \cdot Re_K)^{0,68} + 190} \quad (27)$$

Zusammen ergeben Einzelkornauftreffgrad und Haftanteil dann den Abscheidegrad der Partikel in der Schüttung.

$$\varphi(d_p) = \eta_{Ges}(d_p) \cdot h(d_p) \quad (28)$$

Unter Betrachtung der gesamten eingetragenen Partikelfracht lässt sich dann der Trenngrad für die Schüttung nach Gleichung (29) bestimmen.

$$\begin{aligned} T(d_p) &= \frac{c_{Ein}(d_p) - c_{Aus}(d_p)}{c_{Ein}(d_p)} \\ &= 1 - \exp \left[-1,5 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \cdot \frac{l}{d_K} \cdot \varphi(d_p) \right] \end{aligned} \quad (29)$$

Zur Einbindung einer Korngrößenverteilung wird der Gesamtabscheidegrad E nach Gleichung (30) für die gesamte Verteilung bestimmt.

$$E = \int_{d_{pmin}}^{d_{pmax}} T(d_p) \cdot q_r(d_p) dd_p \quad (30)$$

3.2 Druckverlust

Generell gibt es zwei Modellvorstellungen zur Beschreibung des Druckverlustes in Schüttungen. Die erste Betrachtungsweise beruht auf dem hydraulischen Durchmesser, auch Kapillarmodell genannt. Die zweite Betrachtungsweise beruht auf der Einzelkugelumströmung. Für die Modellvorstellung nach dem hydraulischen Durchmesser wird die reale Schüttung durch parallele Strömungskanäle mit dem hydraulischen Durchmesser der Schüttung als charakteristische Größe dargestellt. Unter diese Modellvorstellung fallen die Gleichungen für den Druckverlust nach [BRA1960, ERG1952]. Die Modellvorstellung von [MOL1982] hingegen basiert auf der Umströmung einer einzelnen Kugel, die auf die Schüttung übertragen wird. Für das Modell des hydraulischen Durchmessers bei granularer Schüttung wird die Druckverlustgleichung nach Ergun verwendet:

$$\frac{\Delta p}{l} = 150 \cdot \mu_F \cdot u_0 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{d_K^2 \cdot \varepsilon^3} + 1,75 \cdot \rho_F \cdot u_0^2 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{d_K \cdot \varepsilon^3} \quad (31)$$

Der Reibungsfaktor nach Ergun ist dabei wie folgt definiert:

$$\text{für } \frac{D}{d_K} > 15 \text{ gilt } \xi_{Ergun} = \frac{150}{Re_{Ergun}} + 1,75 = \frac{\Delta p \cdot d_K}{l \cdot \rho \cdot u_0^2} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)} \quad (32)$$

mit

$$Re_{Ergun} = Re_{Schüttung} = \frac{Re}{(1 - \varepsilon)} = \frac{u_0 \cdot d_K}{(1 - \varepsilon) \cdot \nu_F} \quad (33)$$

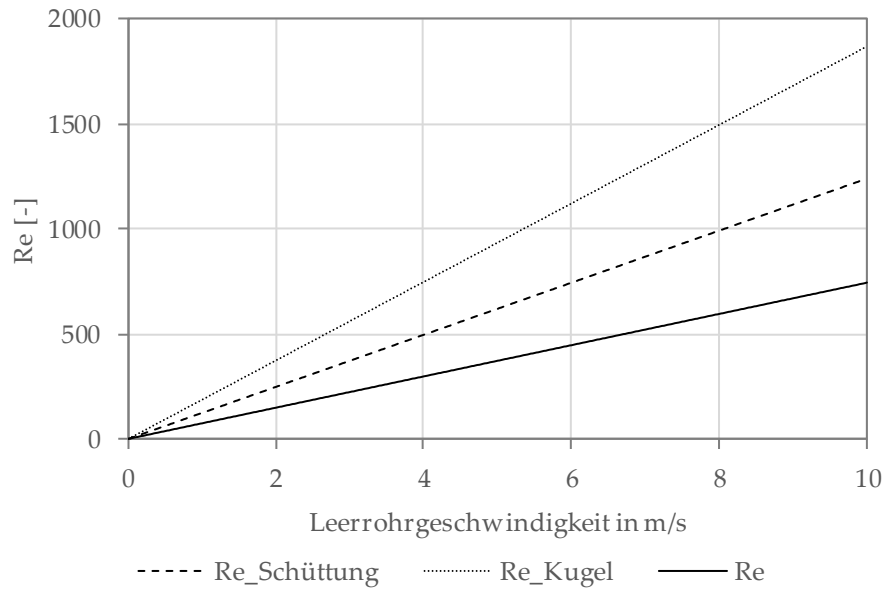


Abbildung 3.7: Vergleich der unterschiedlichen Reynolds-Zahlen in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit (Konstant: Schüttpartikeldurchmesser 1 cm und Lückengrad von 0,4, Gaseigenschaften für LPP-Rohgas bei 900 °C).

Der Druckverlust einer Schüttung mit monodispersen Kugeln lässt sich mit dem Widerstandswert nach [BRA1960, BRA1971] berechnen [KRA2012]. Mit dem Widerstandsbeiwert

$$\xi_{Brauier} = \frac{160}{Re} + \frac{3,1}{Re^{0,1}} \quad (34)$$

folgt der Druckverlust pro durchströmter Schüttungslänge.

$$\frac{\Delta p}{l} = \frac{3}{4} \cdot \left(\frac{160}{Re_{Schüttung}} + \frac{3,1}{Re_{Schüttung}^{0,1}} \right) \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho * u_0^2}{d_{32}} \quad (35)$$

Für die Reynolds-Zahl wird hier die der Schüttung eingesetzt. Der Sauterdurchmesser d_{32} entspricht für eine monodisperse Schüttung dem charakteristischen Partikeldurchmesser d_p , der bei Kugeln auch dem Kugeldurchmesser d_K entspricht:

$$Re_{Schüttung} = \frac{Re}{1 - \varepsilon} = \frac{u_0 \cdot d_K}{(1 - \varepsilon) \cdot \nu_F}, \quad (36)$$

$$d_p = 6 \cdot \frac{V_p}{A_p}. \quad (37)$$

Neben dem Kapillarmodell mit Einbezug des hydraulischen Durchmessers werden auch die Gleichungen (38) bis (40) nach [MOL1982, WIR2013] betrachtet. Hier wird der Druckverlust nach dem Prinzip der Einzelkugelumströmung beziehungsweise dem resultierenden Zellenmodell betrachtet.

$$\begin{aligned} \frac{\Delta p}{l} &= Eu \cdot \frac{3}{4} \cdot \frac{\rho_F \cdot u_0^2}{d_{32}} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^2} \\ Eu &= \frac{24}{Re_{Kugel}} \cdot \left\{ 1 + 0,692 \cdot \left[\frac{r_0}{\delta} + 0,5 \cdot \left(\frac{r_0}{\delta} \right)^2 \right] \right\} + \frac{4}{\sqrt{Re_K}} \\ &\quad \cdot \left[1 + 0,12 \cdot \left(\frac{r_0}{\delta} \right)^{1,5} \right] + \left[0,4 + 0,891 \cdot \frac{r_0}{\delta} \cdot Re_K^{-0,1} \right]. \end{aligned} \quad (38)$$

mit:

$$\frac{r_0}{\delta} = \left[\frac{0,95}{\sqrt[3]{1 - \varepsilon}} - 1 \right]^{-1} \quad (39)$$

und

$$Re_{Kugel} = \frac{Re}{\varepsilon} = \frac{u_0 \cdot d_K}{\varepsilon \cdot \nu_F} \quad (40)$$

Alle Stoffdaten (zum Beispiel ρ_{Gas} und λ_{Gas}) für das Gas werden dabei über die entsprechenden Korrelationen für die lokale Temperatur bestimmt [VDI2013].

Mit den im vorherigen Abschnitt beschriebenen Korrelationen lässt sich der Druckverlust im Ausgangszustand der Schüttung beschreiben. Eine örtliche und zeitliche Diskretisierung ermöglicht die Darstellung des Einflusses der Staubabscheidung, somit kann auch die Änderung des Lückengrades berücksichtigt werden.

Eine weitere Beschreibung des Druckverlustes in Abhängigkeit von der Filterbelegung liefert die Arbeit von [RAC1976]. Die Gleichung (41) beschreibt den angepassten Druckverlust in Abhängigkeit von der Filterbelegung W .

$$\Delta p = \xi_{R0} \cdot \frac{\mu_F \cdot u_0 \cdot l}{\delta_0^2 \cdot \varepsilon_0} + \xi_R \cdot \frac{\mu_F \cdot u_0 \cdot l}{\delta^2} \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{W}{W_{max}} \quad (41)$$

Zusätzlich fließen die in Gleichung (42) und (43) eingeführten Porengrößen der Schüttung im unbelegten Zustand (δ_0) und in Abhängigkeit vom Filterbelegungsgrad (δ) ein.

$$\delta_0 = \sqrt{d_K^2 \cdot \frac{\pi}{6} \cdot \frac{\varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0}} \quad (42)$$

$$\delta = \sqrt{d_K^2 \cdot \frac{\pi}{6} \cdot \frac{\varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0} - \frac{\pi}{6} \frac{W \cdot d_K^2}{\rho_P(1 - \varepsilon_0) \cdot (1 - \varepsilon_P)}} \quad (43)$$

Hier wird somit explizit auf die Abscheidung von Material in der Schüttung eingegangen.

Ein Vergleich der verschiedenen Korrelationen ergibt die in Abbildung 3.8 dargestellten Druckverlustverläufe in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit im Leerrohr. Es lässt sich erkennen, dass die Verläufe bis 4 m/s noch hinreichend gleich verlaufen und zunächst alle Korrelationen für den betrachteten Geschwindigkeitsbereich bis 4 m/s in das Modell eingehen. Eine differenzierte Analyse im Zusammenhang mit dem abgeschiedenen Staub im Versuch erfolgt in Abschnitt 7.3.

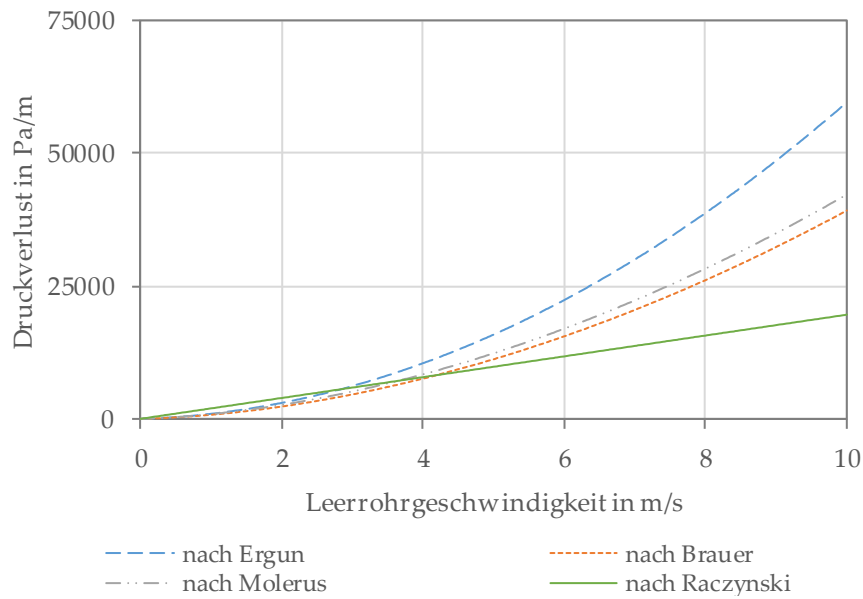


Abbildung 3.8: Druckverlust auf Grundlage verschiedener empirischer Gleichungen in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit (Konstant: Schüttpartikeldurchmesser 1 cm, Lückengrad 0,4, Gaseigenschaften für LPP-Rohgas bei 900 °C).

3.3 Gas-Feststoff-Wärmeübergang in einer Granalienschüttung

Die Betrachtung der Wärmeübertragungsvorgänge in der Schüttung gestalten sich als anspruchsvoll, da zwischen den Komponenten Schüttung, Fluid und Feststoffbeladung des Fluids Wechselwirkungen vorliegen. Es sind aber die Phänomene Wärmeleitung (44), Strahlung (45) und Konvektion (46) zu erwarten:

$$\dot{Q}_{\text{Leitung}} = \lambda \cdot A \cdot \frac{T_1 - T_2}{d}, \quad (44)$$

$$\dot{Q}_{\text{Konvektion}} = \alpha \cdot A \cdot (T_{\text{Granalie}} - T_{\text{Gas}}), \quad (45)$$

$$\dot{Q}_{\text{Strahlung}} = A \cdot \epsilon(T) \cdot \sigma \cdot T^4 \quad (46)$$

mit der Stefan-Boltzmann-Konstante

$$\sigma = (5,67040 \pm 0,00004) 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$$

und dem Emissionsgrad $\epsilon(T) \leq 1$.

Diese Wärmetransportmechanismen treten, wie in Abbildung 3.9 dargestellt, entsprechend zwischen den unterschiedlichen Komponenten auf:

- Leitung
 - Staubpartikel und Staubpartikel
 - Staubpartikel und Granalie
 - Staubpartikel und Wand
 - Granalie und Wand
- Konvektion
 - Granalie und Gas
 - Staubpartikel und Gas
 - Wand und Gas
- Strahlung
 - Staubpartikel und Staubpartikel
 - Staubpartikel und Granalie
 - Staubpartikel und Wand
 - Granalie und Wand
 - Granalie und Gas
 - Staubpartikel und Gas
 - Wand und Gas

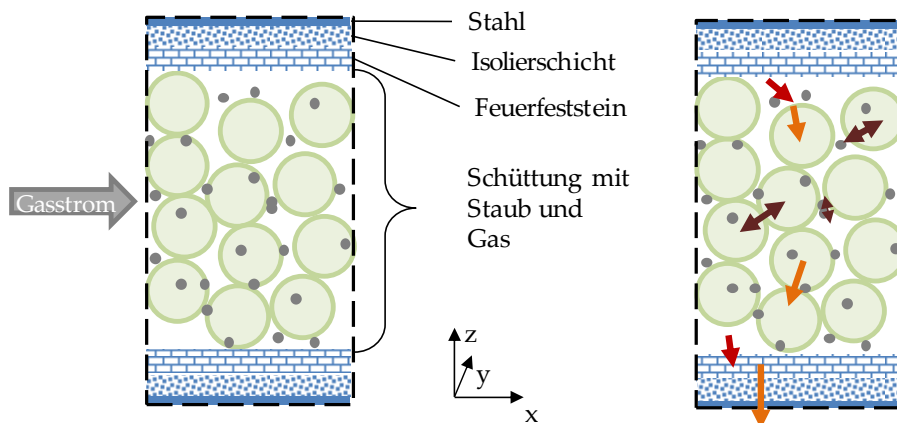


Abbildung 3.9: Darstellung der Wärmetransportmechanismen (\leftrightarrow Strahlung, \rightarrow Leitung und \rightarrow Konvektion) an einem horizontalen Schnitt durch die Schüttung.

Die Wärmeleitung kann zudem immer in z- und y-Richtung (quer zur Strömungsrichtung) und x-Richtung (in Strömungsrichtung) auftreten.

Die Energiebilanz lässt sich analog zur Massenbilanz in Abschnitt 3.1 für ein Schüttungselement Δx erstellen. Dabei wird global gesehen über die Grenzen in dem gewählten Bilanzraum ausschließlich Wärmedurchgang in Strömungsrichtung angenommen. Innerhalb dieses Bilanzraums werden aber lokal mehrdimensionale Wärmeübertragungseffekte über die beschriebenen Modellvorstellungen vereinfacht einbezogen.

Somit wird der Wärmetransport über die Anströmfläche (in z und y-Richtung) global gesehen als konstant angenommen, da hier von einer Querschnittserweiterung mit gleichmäßig auftreffendem Gasstrom ausgegangen wird und die Verluste über die Wand im Verhältnis zum Gasstrom gering sind. Der Wärmetransport wird entsprechend für die einzelnen Schüttschichten, analog zur Massenbilanz, in x-Richtung diskretisiert und bilanziert. Der Wärmetransport kann dabei für die Schichten als Widerstand einer porösen Wand dargestellt werden, siehe Abbildung 3.10.

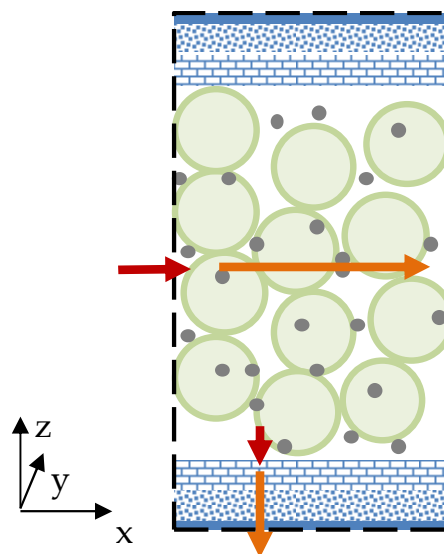


Abbildung 3.10: Zusammenfassung des verwendeten Wärmetransportmodells für eine Bilanzierungsschicht der Schüttung, Querschnitt der y-Richtung.

Der Wärmedurchgang beziehungsweise der Wärmewiderstand durch eine Schüttschicht $R_{\text{Schüttung}}$ gliedert sich dabei in den Wärmeübergang von Gas auf Feststoff und den Wärmewiderstand der Schüttschicht.

$$R_{Schüttung} = \sum R_i = \frac{1}{k \cdot A} \quad (47)$$

In diesem Fall setzt sich der Wärmewiderstand aus dem örtlichen und zeitlichen Wärmeübergangs- und dem Wärmedurchgangswiderstand zusammen.

Der Wärmeübergangswiderstand beinhaltet den Wärmeübergangskoeffizienten α , dessen Bestimmung für eine Schüttung mit erzwungener Konvektion untenstehend (Gleichungen (56) bis (62)) beschrieben ist. Die Wärmeübergangsfläche A_α lässt sich hier mit der Summe der Oberflächen der Klinkergranalien in der betrachteten Schüttschicht beschreiben.

$$R_\alpha = \frac{1}{\alpha \cdot A_\alpha} \quad (48)$$

Der Wärmedurchgangswiderstand kann mithilfe der Wärmeleitfähigkeit λ der Schüttschicht, der Dicke der Schicht Δx und der Querschnittsfläche A_λ beschrieben werden.

$$R_\lambda = \frac{\Delta x}{\lambda \cdot A_\lambda} \quad (49)$$

Die Wärmeleitfähigkeit der Schüttung kann mit dem Modell nach Zehner, Bauer und Schlünder (Abbildung 3.11) bestimmt werden [TSO2013].

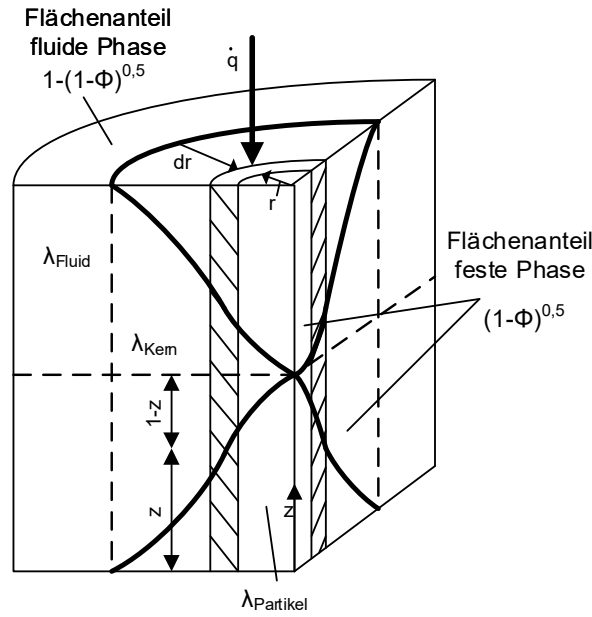


Abbildung 3.11: Einzelzelle des Modells der Wärmeleitfähigkeit von Schüttungen nach Zehner, Bauer und Schlünder [TSO2013].

Das Modell geht von der Annahme eines Zylinders aus, der aus verschiedenen Schichten, Kern und Fluidschicht besteht. Es wird hierbei die Annahme gerader Stromlinien auf das Strömungsverhalten in runden Partikeln angepasst. Hierzu werden die Einflussfaktoren Wärmeübertragung durch Strahlung, Druckabhängigkeit und die Wärmeübertragung durch die abgeflachten Kontaktpunkte der Einzelpartikel sowie die Partikelform und die Korngrößenverteilung einbezogen [SCH1988, TSO2013]. Die Wärmeleitfähigkeit der Schüttung $\lambda_{\text{Schüttung}}$ wird dabei im Verhältnis zur Wärmeleitfähigkeit des umgebenden Fluids λ_F als $k_{\text{Schüttung}}$ dargestellt. $k_{\lambda,i}$ beschreibt in diesem Fall immer die auf das Fluid bezogene Wärmeleitfähigkeit

$$k_{\lambda,i} = \frac{\lambda_i}{\lambda_F}.$$

$$k_{\lambda,\text{Schüttung}} = (1 - \sqrt{1 - \varepsilon}) \cdot \varepsilon \cdot \left[(\varepsilon - 1 + k_{\lambda,\text{Druck}}^{-1})^{-1} + k_{\lambda,\text{Strahlung}} \right] + \sqrt{1 - \varepsilon} \cdot [\phi \cdot k_{\lambda,\text{Partikel}} + (1 - \phi) \cdot k_{\lambda,\text{Kern}}] \quad (50)$$

Φ = Abflachungskoeffizient der Partikel (Annahme: 0,0077 für Kugeln eines keramischen Materials, übertragbar auf Klinker [TSO2013])

Mit der bezogenen Wärmeleitfähigkeit des Kerns

$$k_{\lambda,Kern} = \frac{2}{N} \cdot \left\{ \frac{F \cdot (k_{\lambda,Partikel} + k_{\lambda,Strahlung} - 1)}{N^2 \cdot k_{\lambda,Druck} \cdot k_{\lambda,Partikel}} \cdot \ln \frac{k_{\lambda,Partikel} + k_{\lambda,Strahlung}}{F \cdot [k_{\lambda,Druck} + (1 - k_{\lambda,Druck}) \cdot (k_{\lambda,Partikel} + k_{\lambda,Strahlung})]} + \frac{F+1}{2 \cdot F} \cdot \left[\frac{k_{\lambda,Strahlung}}{k_{\lambda,Druck}} - F \cdot \left(1 + \frac{1 - k_{\lambda,Druck}}{k_{\lambda,Druck}} \cdot k_{\lambda,Strahlung} \right) \right] - \frac{F-1}{N \cdot k_{\lambda,Druck}} \right\} \quad (51)$$

Die effektive Temperaturleitfähigkeit der durchströmten Schüttung fließt als N und der Verformungsfaktor als F ein [BAU1977].

$$N = \frac{1}{k_{\lambda,Druck}} \cdot \left(1 + \frac{k_{\lambda,Strahlung} - F \cdot k_{\lambda,Druck}}{k_{\lambda,Partikel}} \right) - F \cdot \left(\frac{1}{k_{\lambda,Druck}} - 1 \right) \cdot \left(1 + \frac{k_{\lambda,Strahlung}}{k_{\lambda,Partikel}} \right) \quad (52)$$

$$F = C_f \cdot \left[\frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon} \right]^{\frac{10}{9}} \cdot f \quad (53)$$

C_f = Formfaktor der Partikel (Annahme 1,25 für Kugeln [TSO2013])

f = Verteilungsfunktion (Annahme 1 für monodisperse Schüttung)

Auch die Strahlung hat Einfluss auf die Wärmeleitfähigkeit mit dem Emissionskoeffizienten $\varepsilon = 0,93$ für Klinker und der Stefan-Boltzmann-Konstante $\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$, woraus folgt:

$$k_{\lambda,Strahlung} = \frac{4 \cdot \sigma}{\left(\frac{2}{\varepsilon}\right) - 1} \cdot T^3 \cdot \frac{d_p}{\lambda_F} \quad (54)$$

Der Einfluss der Druckabhängigkeit (Smoluchowski-Effekt) auf die Wärmeleitfähigkeit in einer Schüttung wird mit \bar{l} als freier Weglänge und dem Partikeldurchmesser d_p in Gleichung (55) berücksichtigt.

$$k_{\lambda, Druck} = \left[1 + \left(\frac{\bar{l}}{d_p} \right) \right]^{-1} \quad (55)$$

Für eine durchströmte Schüttung ist neben der Wärmeleitung die Konvektion als Wärmetransportmechanismus von Bedeutung, da diese den Wärmeübergang vom Gasstrom auf das Schüttmaterial beschreibt. Der Wärmeübergangskoeffizient lässt sich im Allgemeinen über die Nusselt-Zahl, welche das Verhältnis von erzwungener Konvektion und Wärmeleitfähigkeit eines Fluids beschreibt, darstellen:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (56)$$

Die Nusselt-Zahl Nu für die Schüttung kann in Analogie zum Wärmeübergang auf eine Einzelkugel bestimmt werden [KRA2012]. Hierzu werden die von [GNI2013] beschriebenen Gleichungen verwendet. Aus der Nusselt-Zahl für die Kugel für den laminaren und den turbulenten Bereich wird die gemittelte Nusselt-Zahl gebildet:

$$Nu_K = 2 + (Nu_{K\,lam}^2 + Nu_{K\,turb}^2), \quad (57)$$

$$Nu_{K\,lam} = 0,664 \cdot Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3}, \quad (58)$$

$$Nu_{K\,turb} = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)}. \quad (59)$$

Entsprechend beziehen sich die Reynolds-Zahl und die Prandtl-Zahl auf die Einzelkugel:

$$Re = \frac{u_0 / \varepsilon \cdot d_K \cdot \rho_F}{\eta_F} \text{ für } 1 \leq Re \leq 10^6, \quad (60)$$

$$Pr = \frac{\eta_F \cdot C_P}{\lambda_F} \text{ für } 0,7 < Pr < 600. \quad (61)$$

Die Nusselt-Zahl für die Einzelkugelumströmung kann dann unter Einbeziehen des Lückengrades der Schüttung in die Nusselt-Zahl der Kugelschüttung umgerechnet werden:

$$Nu = (1 + 1,5 \cdot (1 - \varepsilon)) \cdot Nu_K \quad (62)$$

Für die Wechselwirkungen der Partikel untereinander und mit der Wand ist zusätzlich die Wärmestrahlung von Bedeutung. Ihr Anteil lässt sich mit den Gleichungen (63) und (64) bestimmen.

$$\dot{q}_{Strahlung} = \alpha_{Strahlung} \cdot \Delta T \text{ mit} \quad (63)$$

$$\alpha_{Strahlung} = 4 \cdot \epsilon \cdot k_s \cdot T_{mittel}^3 \cdot \left(1 + 1/4 \cdot \left(\frac{\Delta T}{T_{mittel}} \right)^2 \right) \quad (64)$$

Wichtige Materialeigenschaften sind dabei die Emission ϵ und die Stefan-Boltzmann-Konstante k_s eines schwarzen Körpers. Die mittlere Temperatur T_{mittel} beschreibt die beiden durch Strahlung wechselwirkenden Komponenten.

Als Nebenbedingung für den Wärmeübergang wird in jedem Bilanzraum die Wärmekapazität (Gleichung (65)) der Granalien und des Gases bei der lokal vorliegenden Temperaturdifferenz mit dem Wärmetransportterm verglichen, um eine Verletzung des Gleichgewichtszustandes auszuschließen.

$$\dot{H}_i = \dot{m}_i \cdot c_{p,i} \cdot (T_i - T_R) \quad (65)$$

3.3.1 Isolierende Wirkung des abgeschiedenen Staubes

Die Wirkung des abgelagerten Staubes an den Klinkergranalien auf den Wärmetransport in der Schüttung ist ein hochgradig komplexes Problem. Die hohe Wärmekapazität der Klinkergranalien muss einbezogen werden, genauso wie der Wärmeübergang von Gas auf Feststoff bedingt durch den Temperaturgradienten (beschrieben als die erzwungene Konvektion). Des Weiteren spielt die Energie des abgeschiedenen Staubes und die Wärmeleitfähigkeit der unterschiedlichen Stoffe der gesamten Schüttung eine

Rolle. Die Wärmeleitfähigkeit des durchströmenden Gases stellt dabei die kleinste Größe dar. Allgemein lässt sich sagen, dass die Wärmeleitfähigkeit von Gasen zwischen 0,015 und 0,15 W/(m·K) liegt, die Wärmeleitfähigkeit von Luft unter atmosphärischen Bedingungen beträgt beispielsweise 0,0246 W/(m·K). Die Wärmeleitfähigkeit von Festkörpern liegt hingegen bei 1 bis 450 W/(m·K), wobei sich Nichtmetalle eher im unteren Bereich befinden [STE2013].

Generell wird Staub aus dem Klinkerbrennprozess, der sich in Wärmetauschern ablagert, eine isolierende Wirkung zugesprochen. Im Vergleich zu typischen metallischen Wärmetauschermaterialien, die zum Beispiel im Falle von Stahl bei rund 21 W/(m·K) liegen, kann man bei Schichtbildungen an der metallischen Wärmetauscheroberfläche durchaus von einer isolierenden Wirkung sprechen, da die Wärmeleitfähigkeit von Calciumcarbonat bei 1,5-2,9 W/(m·K) liegt, siehe Tabelle 16.1 im Anhang. Der Wärmedurchgangkoeffizient k mit dem Wärmewiderstand R und der Übertragungsfläche erweitert sich dabei um den Wärmewiderstand der Staubschicht $\delta/(\lambda \cdot A)$, beschrieben durch die Schichtdicke bezogen auf die Wärmeleitfähigkeit und Querschnittsfläche. Hierbei ist also das Verhältnis der Schichtdicke von Kollektormaterial und Staubablagerung und das Verhältnis der Wärmeleitfähigkeiten dieser Materialien für die Änderung des Wärmewiderstandes ausschlaggebend. Die Wärmeleitfähigkeiten von Staub und Klinkergranalie sollten, wie in Tabelle 3.1 dargestellt, in der gleichen Größenordnung liegen. Somit ist die Schichtdicke der Staubablagerung ausschlaggebend. Hier ist davon auszugehen, dass die Schichtdicke durch das vorhandene Lückenvolumen begrenzt ist. Es gilt allerdings zu beachten, dass die Schichtbildung und somit die Schüttdichte der Staubschicht noch näher untersucht werden muss, da der enthaltene Anteil an Gas in der Schicht auch einen Einfluss auf die Wärmeleitfähigkeit haben kann.

Tabelle 3.1: Wärmeleitfähigkeit von Rohmehl und Klinker nach [PHI1975] (λ gemessen bei $\vartheta=20 \dots 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$, Kenngröße Brenntemperatur).

Rohmehl- schüttdichte in kg/m^3	λ_{20} in W/mK für Verbrennungstemperatur ϑ in $^{\circ}\text{C}$							
	20	200	400	600	800	1000	1200	1450
680 *	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,12	0,23	1,28
1360	0,16	0,16	0,16	0,16	0,15	0,17	0,23	1,28
1650	0,26	0,26	0,26	0,23	0,17	0,17	0,23	1,28
1970 **	0,35	0,35	0,35	0,28	0,17	0,17	0,23	1,28
Granalien (W=11,6 %)	1,09	0,40	0,39	0,35	0,2	0,19	0,23	1,28
λ in Abhängigkeit von der Temperatur, gemessen bei ϑ in $^{\circ}\text{C}$								
850	100 1,06	200 1,09	400 1,15	600 1,21	700 1,24	800 1,27	900 1,30	1000 1,35
* Lose Schüttung, ** stark verdichtet								

3.4 Einfluss der kreislaufbildenden Komponenten

Die Adhäsionsneigung von kreislaufbildenden Komponenten lässt darauf schließen, dass es möglicherweise sogar zu einer verbesserten Staubabscheidung kommt. Die Alkalichloride und Alkalisulfate gehen je nach Temperaturbereich von der Gasphase direkt in die feste Phase oder aber in die flüssige Phase über. Die Alkalisulfate kondensieren beispielsweise zwischen 700 und 800 $^{\circ}\text{C}$ in flüssiger Form als Schmelze auf Staubpartikeln. Erst unterhalb einer Temperatur von 700 $^{\circ}\text{C}$ resublimieren sie teilweise direkt in die feste Phase [COR2014]. Auch die Alkalichloride schlagen sich bei bestimmten Temperaturen flüssig nieder. Dadurch lässt sich ein typisches Sinterverhalten, wie in Abbildung 3.12 dargestellt, erkennen. Dieses Verhalten wurde von [KUR1999] zu drei Hauptschritten zusammengefasst:

- Kondensation von kreislaufbildenden Stoffen auf Kalksteinpartikeln,

- Bildung von Agglomeraten, begünstigt durch die Bildung einer flüssigen Phase auf den Kalksteinpartikeln,
- Adhäsion an den zur Verfügung stehenden Oberflächen.

Für den Einsatz der Hochtemperatur-Austauschstufe könnte dieses Verhalten von Vorteil sein. Durch die begrenzte Abkühlung des Stroms im neuen Bypasssystem, kommt es vermehrt zur Bildung von flüssigen Kondensationsprodukten, anstelle der Resublimation bei extremer Kühlung. Die Erhöhung der Klebrigkeit kann zu einer Erhöhung des Haftanteils und somit zu einer verbesserten Staubabscheidung führen. Allerdings muss dieses Verhalten in praktischen Versuchen charakterisiert werden, sodass ein Kompromiss zwischen guter Haftung und Durchströmbarkeit der Schüttung gefunden werden kann. Des Weiteren ist eine Voraussetzung, dass die kreislaufbildenden Komponenten tatsächlich im Bereich der Hochtemperatur-Austauschstufe auf der Staubfracht kondensieren. Auch dieses Verhalten muss noch weitergehend untersucht werden.

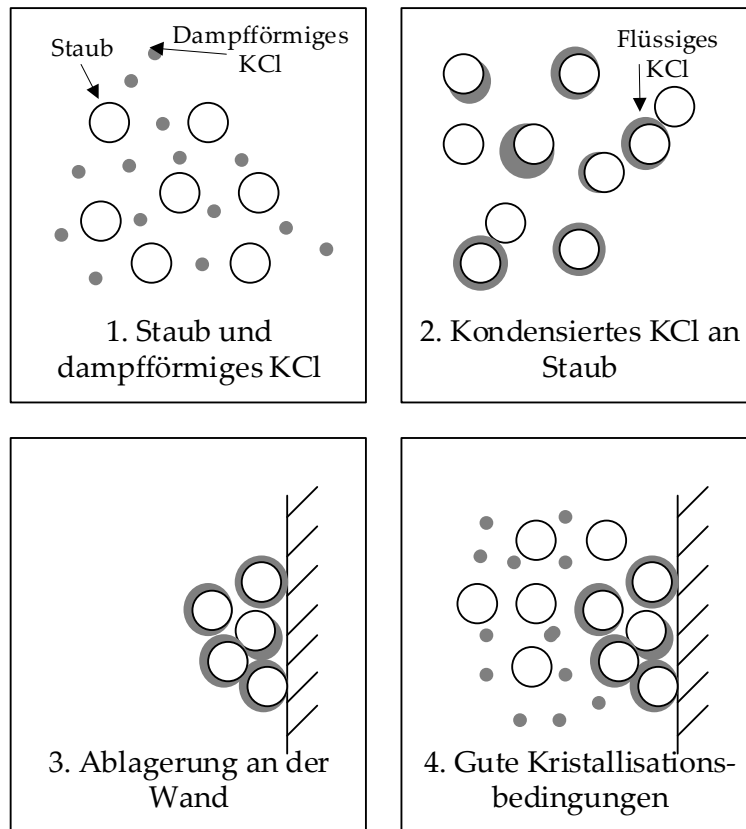


Abbildung 3.12: Kristallisationsverhalten von Kaliumchlorid [COR2014, KUR1999].

Im Folgenden werden verschiedene Korrelationen für den Haftanteil verglichen, um eine Anwendbarkeit für die Hochtemperatur-Austauschstufe zu identifizieren. Die Gültigkeitsbereiche der einzelnen Korrelationen (68) bis (70) für den Haftanteil beziehungsweise den Auftreffgrad sind nicht vollständig auf diesen Fall übertragbar. Die angegebenen Korrelationen beziehen sich zum größten Teil auf mineralische Stäube [HIL1981, LEH2005, PTA1990]. Aber im Fall der Hochtemperatur-Austauschstufe ist der Stokes-Gültigkeitsbereich aufgrund des großen Kollektordurchmessers niedriger und der Reynolds-Gültigkeitsbereich kann aufgrund der hohen Strömungsgeschwindigkeit in der Schüttung nicht eingehalten werden, vergleiche

Tabelle 16.2 im Anhang. Die Literaturwerte beziehen sich weitestgehend auf Korrelationen, die aus empirischen Daten entstanden sind. Hierbei stellte sich

heraus, dass die Kollektoreigenschaften (wie Material und Rauigkeit) nur einen geringen Anteil an der Güte der Abscheidung haben [HIL1981, LÖF1988]. Wichtiger sind die Partikeleigenschaften, Wechselwirkungen und Strömungsverhältnisse, Abbildung 3.13.

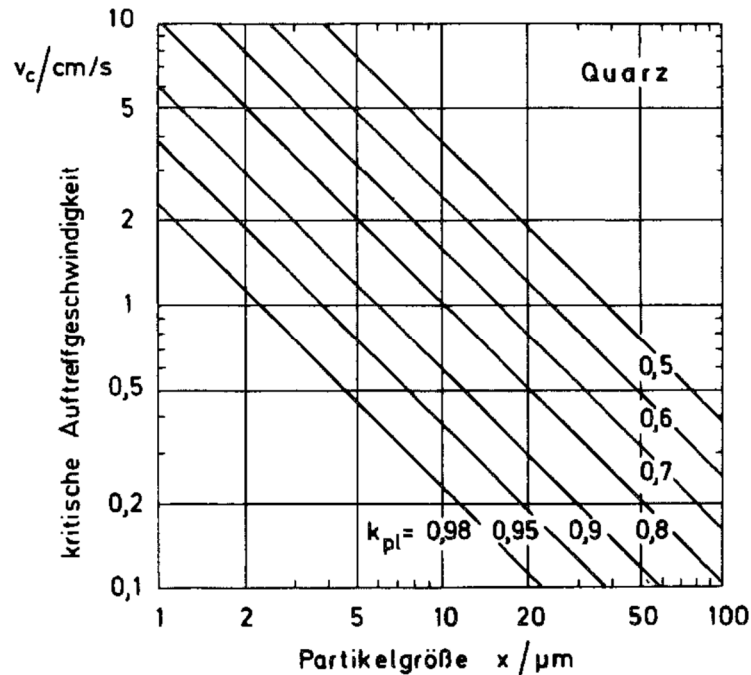


Abbildung 3.13: Kritische Auftreffgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Partikelgröße x und der Stoßzahl k_{pl} [HIL1981].

Das Haftverhalten der Partikel ist im Wesentlichen abhängig von der Energie vor und nach dem Stoß. Eine Bilanzierung der kinetischen Haft- und Deformationsenergie lässt es zu, eine kritische Auftreffgeschwindigkeit zu berechnen [HIL1981]:

$$u_{krit} = \frac{\sqrt{1 - k_{pl}^2}}{k_{pl}^2} \frac{1}{d_p} \frac{A_H}{\pi \cdot z_0^2 \cdot \sqrt{6 \cdot \rho_p \cdot p_{pl}}} \quad (66)$$

Mit $z_0 = 4 \cdot 10^{-10}$ m für den minimalen Abstand zwischen Partikel und Kollektor, $p_{pl} = 5 \cdot 10^9$ Pa als Fließdruck, $\rho_p = 2,7$ g/cm³ als Partikeldichte und $A_H = 5 \cdot 10^{-19}$ J als Hamakerkonstante für Quarz nach [HIL1981].

Die Konstante k_{pl} stellt dabei den Restitutionskoeffizienten dar, der die Oberflächenrauigkeit in Kombination mit der Elastizität beschreibt. Dieser lässt sich in verschiedene Klassen unterteilen [HIL1981]:

- $k_{pl} > 0,9$: für hochelastische Partikel (zum Beispiel Latexpartikel),
- $k_{pl} = 0,8 - 0,6$: elastische Partikel mit einigen Rauigkeiten oder Verschmutzungen (zum Beispiel Glaskugeln),
- $k_{pl} = 0,6 - 0,4$: Partikel mit hoher Rauigkeitsdichte (zum Beispiel Quarz oder Kalkstein), das elastisch-plastische Verhalten des Grundmaterials spielt dabei eine untergeordnete Rolle,
- $k_{pl} < 0,4$: sehr leicht plastisch verformbare Partikel und/oder viskose Oberfläche (zum Beispiel Rußflocken [LEH2005]).

Es ist zu erwarten, dass die Bypassstaubpartikel in der Hochtemperatur-Austauschstufe im Gegensatz zu reinen Kalksteinpartikeln aufgrund der Kreislaufkomponenten im Bereich von $k_{pl} < 0,4$ einzuordnen sind. In Abbildung 3.14 ist am Beispiel von Filterstaub ein Vergleich für eine Hochtemperatur-Austauschstufe mit einer Anströmgeschwindigkeit von 4 m/s für unterschiedliche Partikelplastizitäten k_{pl} dargestellt.

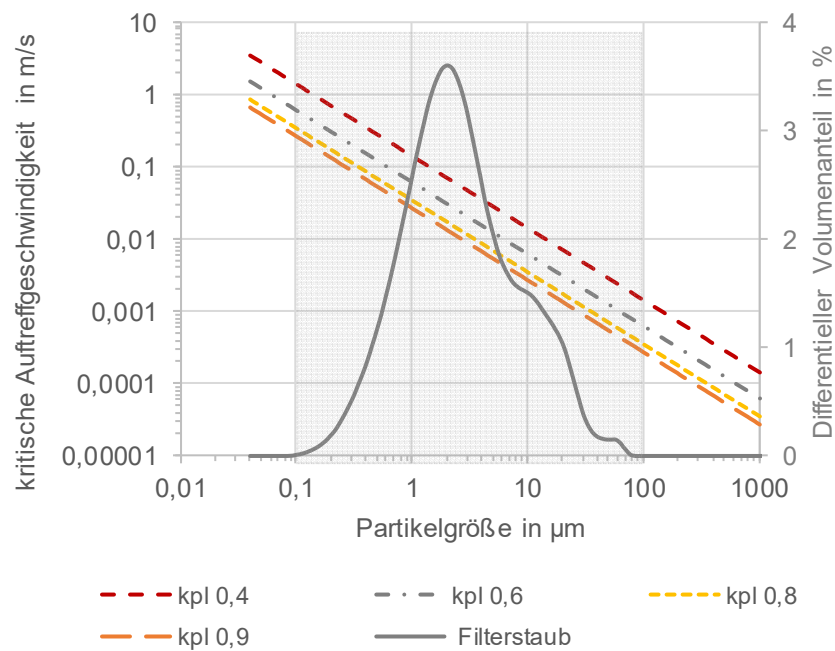


Abbildung 3.14: Vergleich der kritischen Auftreffgeschwindigkeit für verschiedene Partikelplastizitäten im Vergleich mit der Korngrößenverteilung von Filterstaub. Hamakerkonstante = $10 \cdot 10^{-20}$ angelehnt an [LEI2012, MÉD2000].

Berechnet man hierzu einen Haftanteil, wie in Abbildung 3.15 dargestellt, lässt sich vermuten, dass die Abscheidung aufgrund des Haftanteils nicht sinnvoll ist. Aus der Erfahrung mit der Anreicherung von kreislaufbildenden Komponenten und der Ansatzneigung im Zementklinkerbrennprozess [VDZ2004] lässt sich aber sagen, dass Stäube aus dem Zementklinkerprozess eine hohe Neigung zur Haftung haben. Allerdings fließt der Temperaturbereich in die oben beschriebene Berechnung nur bedingt ein und aus dem Zementanlagenbetrieb ist die Haftneigung bei Bypassstemperaturen ($>1000\text{ °C}$) bekannt. Zudem kann der Plastizitätswert aufgrund der schmelzflüssigen Kondensation weit unter 0,4 liegen, was den Haftanteil weiter erhöhen würde.

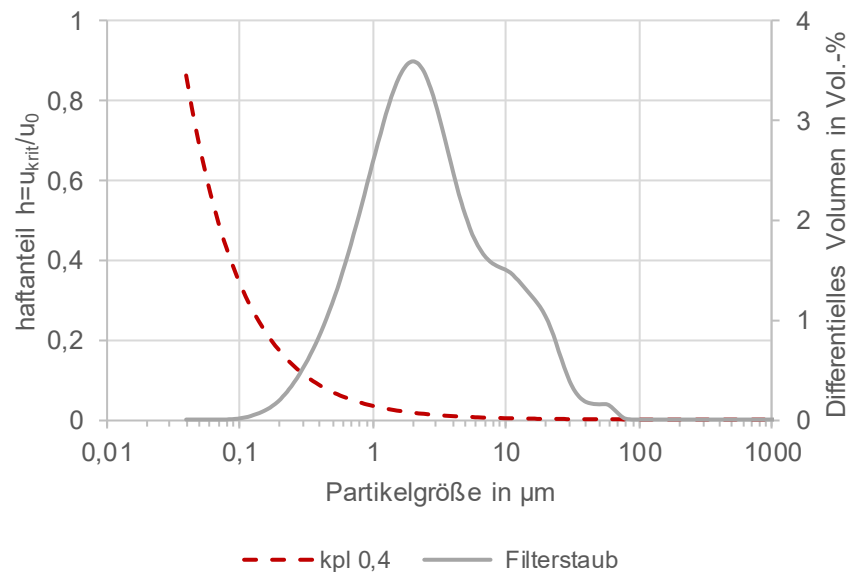


Abbildung 3.15: Beispielhafte Bestimmung des Haftanteils aus der kritischen Auftreffgeschwindigkeit verglichen mit der Korngrößenverteilung von Filterstaub als Beispiel für Prozessstaub. Die Korrelation stellt die Berechnung mit der empirischen Gleichung (66) für einen konstanten Lückengrad von 0,5 und Luft bei 900 °C dar.

Die kritische Anheftgeschwindigkeit findet in der Praxis zur Berechnung der Filterwirkung allerdings kaum eine Anwendung, hier wird der Haftanteil zur Bestimmung des Abscheidegrades verwendet. Für den Haftanteil haben verschiedene Autoren Korrelationen aus empirischen Daten bestimmt. Zur Berechnung der Staubabscheidung in der Hochtemperatur-Austauschstufe wird deshalb zunächst eine Überprüfung der Gültigkeitsbereiche (vgl. Tabelle 16.2) nach [LEH2005] durchgeführt. Hierbei werden die Korrelationen, die den Haftanteil von Partikeln auf einer Faser beschreiben auf eine Kugel übertragen.

Haftanteil nach [HIL1981]:

$$h = 1,368 \cdot St^{-1,09} \cdot Re^{-0,37}, \quad (67)$$

Gültigkeitsbereich: $1 < St < 20$, $0,01 < Re < 1$, $h > 0,1$.

Haftanteil nach [REM2001]:

$$h = 0,54 \cdot St^{-2,87} \cdot Re^{-0,37}, \quad (68)$$

Gültigkeitsbereich: $0,7 < St < 5$, $1,4 < Re < 5$.

Haftanteil nach [MAU1997]:

$$h = \frac{1,76 \cdot St}{1 + St^2}, \quad (69)$$

Gültigkeitsbereich: $1 < St < 50$, $0,5 < Re_K < 9,2$, $d_p/d_K < 0,67$.

Haftanteil nach [PTA1990] :

$$h = \frac{190}{(St \cdot Re)^{0,68} + 190}, \quad (70)$$

Gültigkeitsbereich: $1 < St < 120$, $0,4 < Re_K < 5,72$, $d_p/d_K < 0,4$.

Die realistischen Werte (siehe

Tabelle 16.2) für die Hochtemperatur-Austauschstufe liefert die Korrelation von [PTA1990]. In der Literatur wird die Korrelation (70) für viele Datensätze mit unterschiedlichen Materialien als übereinstimmend herausgestellt [MAU1997, REM1999]. Diese Korrelation wird somit für die Bestimmung des Haftanteils in der mathematischen Betrachtung der Staubabscheidung angewendet.

3.5 Modellstruktur

In dem Modell sollen die Staubabscheidung sowie der Wärmerückhalt in einer bewegten Klinkerschüttung beschrieben werden. Zudem sollen die Wechselwirkungen von Staubabscheidung und Druckverlust über die durchströmte Schüttung beschrieben werden. Zu diesem Zweck wird ein mathematisches Modell entwickelt, in dem die Schüttung in Einzelabschnitte geteilt wird, die jeweils bilanziert werden können (vgl. Abbildung 3.16).

Mithilfe dieser Bilanzräume kann die Schüttung orts- und zeitdiskret dargestellt werden.

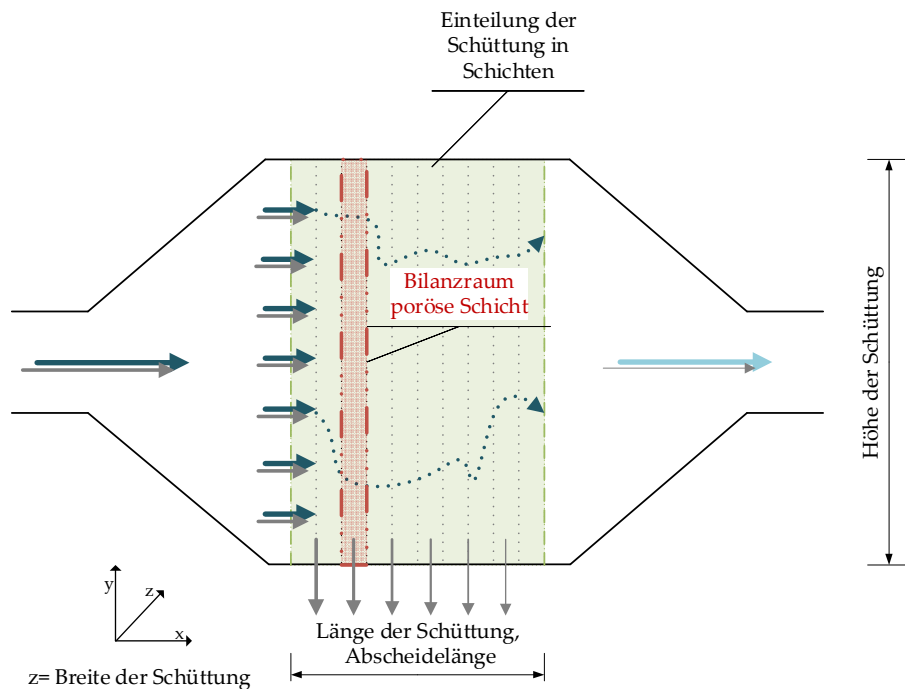


Abbildung 3.16: Schematische Darstellung der Annahmen für die stufenweise Berechnung der Schüttung.

Eine poröse Schicht wird dabei auf die fünffache Länge des Kugeldurchmessers festgelegt, um die Charakteristik einer Schüttschicht wiederzugeben. Das Modell verwendet als Dimensionen die Koordinatenrichtungen x , y und z , dargestellt in Abbildung 3.16. Das Modell soll flexibel für die Auslegung der Hochtemperatur-Austauschstufe genutzt werden, deshalb wird mit den Abmessungen in die jeweilige Koordinatenrichtung gerechnet, um das Modell auf verschiedenen Geometrien und Dimensionen anwendbar zu machen. Der Gesamtbilanzraum (grün in Abbildung 3.16) für die Abscheidestufe beginnt und endet mit einem fiktiven Luftspalt vor und nach der Schüttung. Somit bleibt die Auswahl der Anschlussrohrleitungen für den spezifischen Fall anpassbar und eine Erweiterung der Berechnung um die Querschnittserweiterung oder -verengung kann entsprechend vorgenommen werden.

Zur Berechnung der Massen- und Energiebilanzen in der Hochtemperatur-Austauschstufe wird aus den etablierten Korrelationen und Beziehungen für den Stofftransport (Abschnitt 3.1) und Wärmeübergang (Abschnitt 3.3) sowie den Druckverlust (Abschnitt 3.2) ein Modell entwickelt, sodass die physikalischen und chemischen Vorgänge in der Stufe beschrieben werden. In der inneren Schleife des Modells wird die örtliche Betrachtung beschrieben. Hier werden zu einem bestimmten Zeitpunkt die Massen- und Energiebilanzen örtlich über die Abscheidelänge aufgelöst berechnet. Die Schleife wird unterbrochen, wenn die Staubbeladung unter einen Grenzwert sinkt, hier $B_n < 0,001$. Die Akkumulation wird über die äußere Schleife beschrieben, wie in Abbildung 3.17 gezeigt.

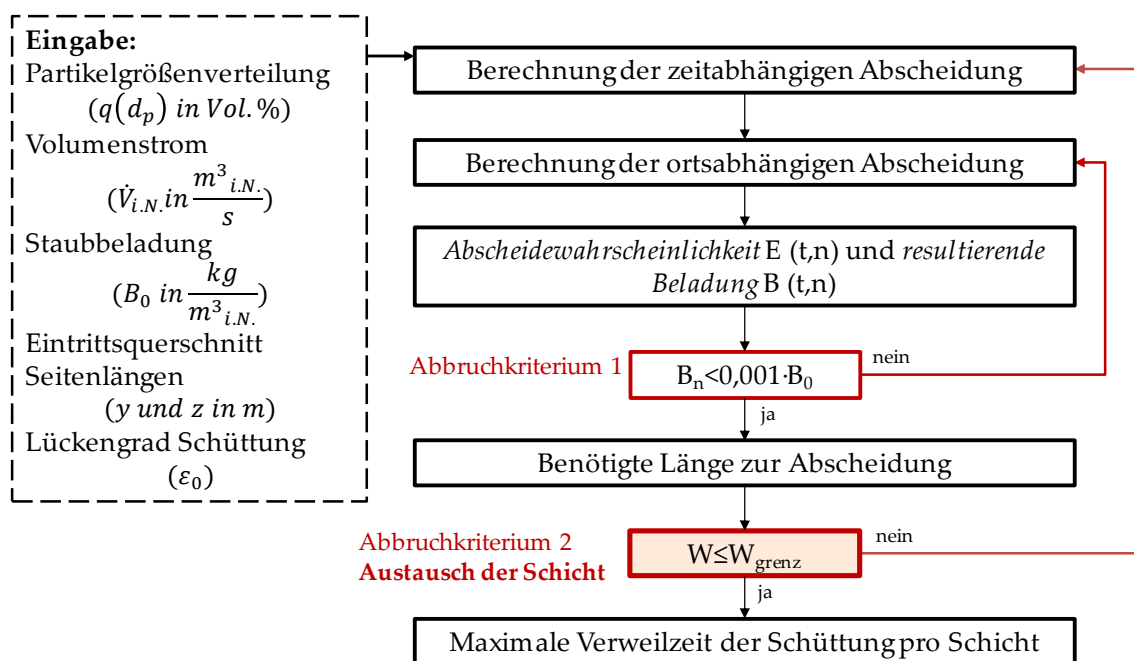


Abbildung 3.17: Veranschaulichung der Modellstruktur.

Die Akkumulation des Staubes hat ein mit der zeitlichen Schleife verknüpft Abbruchkriterium. Sobald der maximale Filterbelegungsgrad einer Schüttungsschicht erreicht ist, wird diese für den kontinuierlichen Betrieb durch eine leere Schüttungsschicht ersetzt. Der orts- und zeitabhängige Druckverlust wird resultierend berechnet. Auch die Energiebilanz wird für jeden Schüttungsschichtabschnitt zum jeweiligen Zeitpunkt bestimmt.

3.6 Filterbelegungsgrad der Schütttschicht als Austauschkriterium

Nach der Theorie von Nied und Wessel [NIE1978a] lässt sich das Filtrationsverhalten in drei zeitliche Abschnitte unterteilen, siehe Abbildung 3.18.

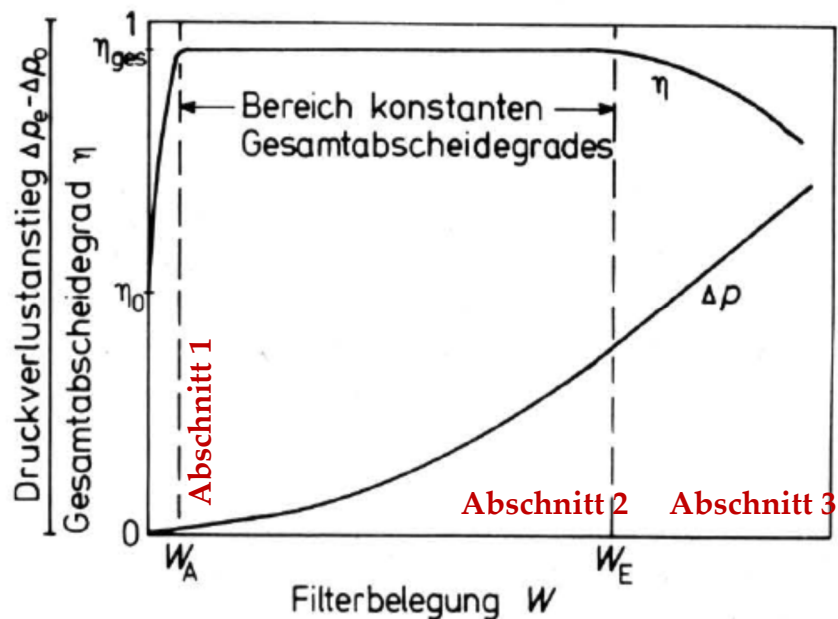


Abbildung 3.18 Schema des Verlaufs von Abscheidegrad und Druckverluständerung in den drei Bereichen der Filtration [NIE1978a, NIE1978b].

Im ersten Abschnitt steigt der Gesamtabscheidegrad vom Startabscheidegrad auf einen maximalen konstanten Wert. In dieser Phase ist der Druckverlust nahezu konstant. In der zweiten Phase bleibt der Abscheidegrad auf einem konstanten Wert. Der Druckverlust steigt in diesem Abschnitt exponentiell an. In der dritten und letzten Phase sinkt der Abscheidegrad langsam ab, wobei der Druckverlust linear zunimmt. Hieraus resultiert der Optimierungsansatz für Filter, den Kugeldurchmesser und die Höhe so anzupassen, dass daraus ein möglichst geringer Druckverlust bei einer hohen Abscheidung resultiert [NIE1978a]. Die drei Abschnitte werden durch die beiden Filterbelegungen W_A Gleichung (71) und W_E Gleichung (72) abgegrenzt.

$$W_A = 572 \cdot \frac{u_0^{0,889} \cdot d_K^{1,164}}{(B \cdot \dot{V}_{i.N.})^{0,122} \cdot H^{1,075} \cdot \varphi_L^{0,536}} \quad (71)$$

$$W_E = 203,6 \cdot \frac{(B \cdot \dot{V}_{i.N.})^{0,198} \cdot H^{0,505}}{u_0^{0,679} \cdot d_K^{0,486} \cdot \varphi_L^{0,067}} \quad (72)$$

Die drei Abschnitte lassen sich, bezogen auf das Abscheideverhalten, wie folgt erklären. Im ersten Abschnitt wird das Kollektormaterial langsam mit Staub überzogen. In Abschnitt zwei wachsen die Hohlräume langsam zu und es kommt somit zu dem stark ansteigenden Druckverlust. In Abschnitt drei kommt es zu Ablösungen, gleichzeitig findet aber immer noch eine Abscheidung an der Anströmseite, wie in Abschnitt 2, statt, wodurch die Abscheiderate flacher abfällt.

Diese Betrachtungsweise muss in die zeitliche Betrachtung des Schütttschichtfilters einfließen, um das Abscheideverhalten durch die Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien zu beschreiben. Durch die Einstellung der Wanderungsgeschwindigkeit, beziehungsweise den Austausch der belegten durch unbelegte Kollektoren, kann der Abscheidegrad, bei Minimierung des Druckverlustanstieges, maximal gehalten werden.

Für die hier betrachtete bewegte Klinkerschüttung geht der Abschnitt drei, Filterbelegung zwischen Umschlagpunkt W_E und Maximalwert W_{\max} in die Bedingung des Mitreißen der bereits abgeschiedenen Partikel ein, vergleiche Abschnitt 7.2. Die maximale Filterbelegung ist hingegen das Kriterium für den Austausch der Granalien. Die Bestimmung vom maximalen Filterbelegungsgrad W_{\max} kann wie folgend in Gleichung (73) bis (75) beschrieben werden.

Der Filterbelegungsgrad Ψ setzt sich hier aus der Filterbelegung zum jeweiligen Zeitpunkt und der maximalen Filterbelegung zusammen, dabei ist B_{abg} die abgeschiedene Staubbelaugung in kg/m^3 (i.N., tr.).

$$\psi = \frac{W(t, n)}{W_{max}} \quad (73)$$

mit:

$$W(t, n) = \frac{B_{abg}(t, n) \cdot \dot{V}_{i.N.}}{V_{ges}} \quad (74)$$

und

$$W_{max} = \frac{V_{Lücken} \cdot \rho_{Schütt}}{V_{ges}} = \varepsilon_0 \cdot \rho_{Schütt} \quad (75)$$

Eine zusätzliche Definition des Abbruchkriteriums der Verweilzeit der Granalien kann über eine Festlegung des minimalen Lückengrades in der Schüttung erfolgen. Hierbei erfolgt die Berechnung des neuen Lückenvolumens durch die Ergänzung des Feststoffanteils durch den abgeschiedenen Staub. Diese Berechnung erfolgt mit der Reindichte des Staubes, da nur der Staub an sich das Lückenvolumen der Schüttung ausfüllt. Der Feststoffanteil wird durch den hinzugekommenen Staub ergänzt und das Leervolumen wird aufgrund des neuen Feststoffanteils erneut berechnet.

4 Material und Methoden

4.1 Analysemethoden im Labor

4.1.1 Bestimmung der Dichte mittels Heliumpyknometer

Zur Bestimmung der Reindichte der unterschiedlichen verwendeten Feststoffe wird ein Heliumpyknometer *Pycnomatic-ATC*, der Firma *POROTEC* verwendet.

4.1.2 Bestimmung der Korngrößenverteilung mittels Lasergranulometrie

Zur Bestimmung der Korngrößenverteilung (KGV) wird eine Staubprobenmenge in Ethanol dispergiert und im Lasergranulometer *LS 230* der Firma *Coulter* analysiert. Das Verfahren beruht auf der Laserbeugung und das Messsignal wird mithilfe des Fraunhofer-Algorithmus in eine Dichteverteilung der Partikelgrößen umgerechnet.

4.1.3 Bestimmung der spezifischen Oberfläche

Die spezifische Oberfläche wird nach dem BET-Verfahren von Brunauer, Emmett und Teller [BUN1938] bestimmt. Die spezifische Oberfläche wird hierbei über die Physisorption von Stickstoff an der Probenoberfläche mit dem Gerät *ASAP 20202 Plus* der Firma *Micromeritics* ermittelt.

4.2 Aufbau zur Bestimmung der Druckfestigkeit von Klinkergranalien

Zur Bestimmung der Druckfestigkeit von Klinkergranalien wurde am Institut eine Vorrichtung (siehe Abbildung 4.1) entwickelt, die es ermöglicht, einzelne Granalien, eine Schicht oder mehrere Schichten von Granalien (siehe Abbildung 4.2) in der Baustoffprüfmaschine *300 kN* der Firma *Toni Technik* auf Bruchlast zu testen. Für die Versuche werden frische Klinkergranalien, die bei unterschiedlichen Temperaturen (Raumtemperatur, 160 °C, 275 °C) aufgeheizt wurden, auf ihr Bruchlast geprüft. Zusätzlich wird die Bruchlast von Granalien,

die mit Staub und Temperaturen von bis zu 900 °C über mehrere Stunden in Kontakt waren und über Siebung im Siebturm abgereinigt worden sind, bestimmt.

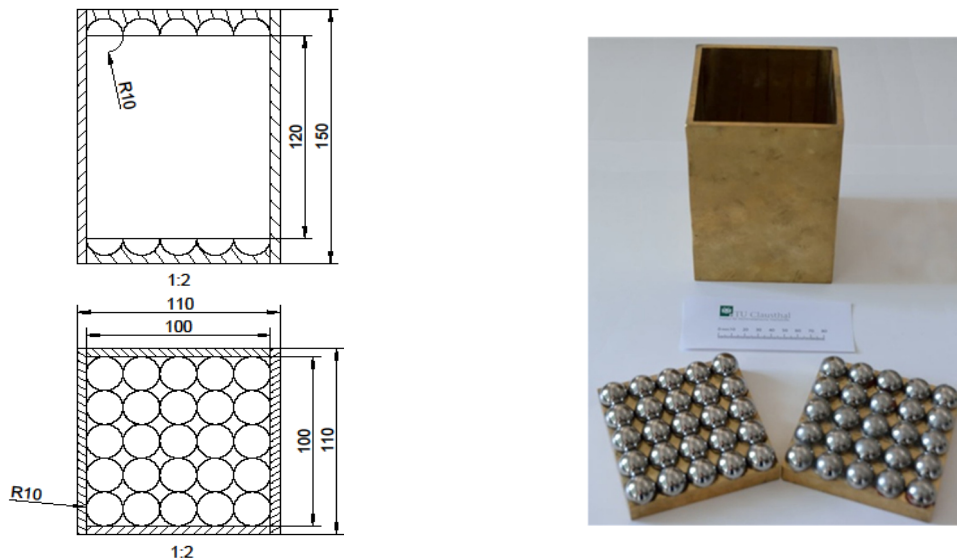


Abbildung 4.1: Ausschnitt aus der technischen Zeichnung (links) und Foto der Komponenten (rechts) der Prüfvorrichtung [SOE2016].



Abbildung 4.2: Anordnung von Klinkergranalien in der Prüfvorrichtung für Einzelkugeln (links) oder Schütttschichten (rechts) [SOE2016].

4.3 Aufbau der Versuchsanlage für die Vorversuche zur Staubabscheidung bei Raumtemperatur

Zur Überprüfung des Staubabscheideverhaltens in einer Granalienschüttung wird ein Versuchsstand im verkleinerten Maßstab (Abbildung 4.3) verwendet.

Dabei wird eine Schüttung mit 10 cm Durchmesser mit 5 bzw. 10 mm Kugeln aufgebaut. Die Schütthöhe ist auf 10 oder 20 cm einstellbar. Aufgrund der verwendeten Materialien ist der Versuchsaufbau nur für Versuche bei Raumtemperatur geeignet. Der Staub wird gleichmäßig in den Gasstrom aufgegeben, der durch den Aufbau gesaugt wird. Der Volumenstrom, beziehungsweise die Gasgeschwindigkeit, kann durch eine Drossel auf der Ansaugseite der Schüttung eingestellt werden.

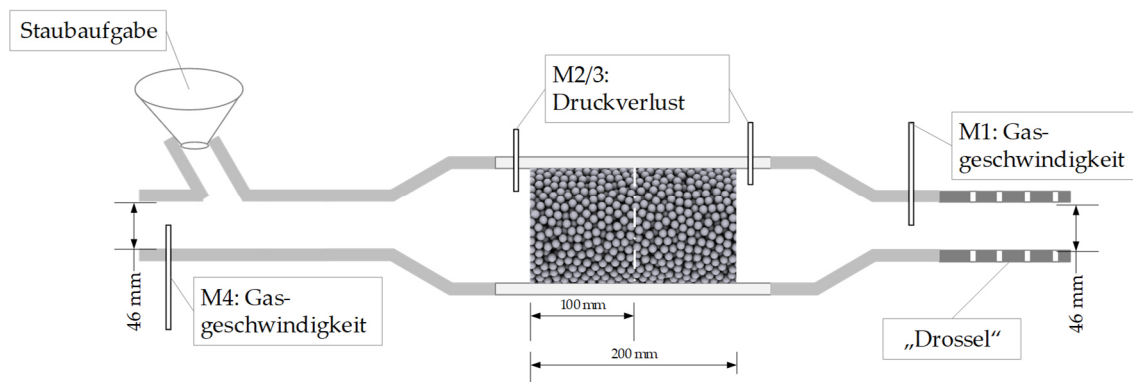


Abbildung 4.3. Versuchsaufbau zur Staubabscheidung in einer Kugelschüttung bei Raumtemperatur.

Als Schüttmaterial werden zunächst Glaskugeln mit einem definierten Durchmesser eingesetzt, sodass eine monodisperse Schüttung entsteht. Dabei wurden die Durchmesser von 5 und 10 mm gewählt, um die Randeffekte zu minimieren. Das Verhältnis von Schüttdurchmesser zu Kugeldurchmesser liegt bei den 10 mm Kugeln bei 10 und bei den 5 mm Kugeln bei 20. Um verschiedene Einflüsse darzustellen, wird ein statistischer Versuchsplan aufgestellt. Hierfür wurden 4 Parameter mit jeweils 2 Stufen untersucht.

Tabelle 4.1: Parameter und Stufenauswahl für den statistischen Versuchsplan.

Parameter	Stufe 1	Stufe 2
Kugeldurchmesser	5 mm	10 mm
Schütthöhe	10 cm	20 cm
Gasgeschwindigkeit	1,15 m/s	2,3 m/s
Staubbeladung	20 g/m ³	120 g/m ³

4.4 Versuchsaufbau zum Abscheiden und Mitreißen

Die zweite Variation der Versuchsanlage, dargestellt in Abbildung 4.4, beinhaltet ein Gebläse vor der Schüttung, sodass die Schüttung mit einer Gasgeschwindigkeit von bis zu 9 m/s angeströmt werden kann. Die Staubvorlage erfolgt in diesem Aufbau, falls benötigt, über einen geschlossenen Behälter und einen Trichter in einer Vibrationsvorrichtung.

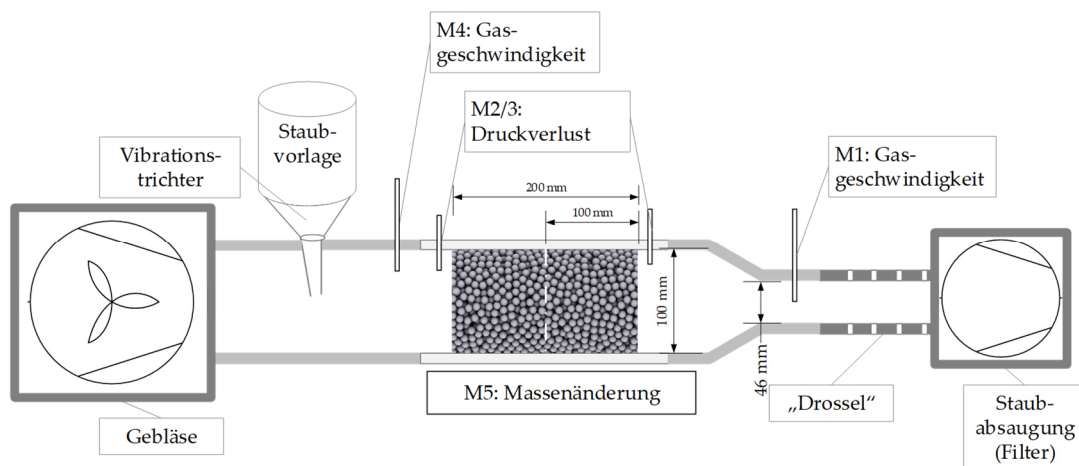


Abbildung 4.4: Versuchsaufbau zur Staubabscheidung und dem Mitreißen von Staub aus einer beladenen Schüttung bei Gasgeschwindigkeiten zwischen 2 und 10 m/s.

Das Mitreißen von Staub aus einer Schüttung wird mit dieser Anlagenvariation getestet. Zur Einstellung eines breiten Anströmungsspektrums werden zwei Rohrstücke unterschiedlicher Länge zwischen Schüttung und Gebläse eingesetzt. In einem Versuchsplan, siehe Tabelle 4.2, werden verschiedenen Gasgeschwindigkeiten und Schüttungseigenschaften kombiniert.

Tabelle 4.2: Parameter und Stufen des Versuchsplans für den Massenverlust an Staub durch Mitreißen.

Parameter	Stufe 1	Stufe 2	Stufe 3	Stufe 4	Stufe 5	Stufe 6
Kugeldurchmesser in mm	5	10	-	-	-	-
Schüttlänge in cm	10	20	-	-	-	-
Gasgeschwindigkeit in m/s	2	3	4	5	6	9

Die Vorbeladung der Schüttung mit Staub wird dabei konstant gehalten. Auf Basis der Vorversuche zur Abscheidung wird ein gestaffeltes Mischungsverhältnis aus Glaskugeln und Staub gewählt, siehe Tabelle 4.3.

Tabelle 4.3: Schüttungs und Staubmischung für die Mitreißversuche.

Längenabschnitte der Schüttung	Masse Kugeln in g	Masse Staub in g
Abschnitt 1: 2 cm	255	43
Abschnitt 2: 8 cm	1021	121
Abschnitt 3: 10 cm	1231	165

4.5 Rohgasanalytik Werksversuche

4.5.1 Bestimmung der Gaszusammensetzung

Zur Messung und Aufzeichnung der Gaszusammensetzung nach der Schüttung wird ein *testo 350, Teste GmbH* verwendet. Dieses ermöglicht unter anderem die Aufzeichnung des benötigten Sauerstoffanteils nach der Schüttung. Mithilfe einer beheizten Rohgassonde kann auch die Gaszusammensetzung des Rohgases gemessen werden, damit der Taupunkt nicht unterschritten wird.

4.5.2 Bestimmung der Rohgasfeuchte

Zur Bestimmung der Rohgasfeuchte werden zwei mit Silikagel gefüllte Glasflaschen ausgewogen und anschließend an eine beheizte Rohgassonde angeschlossen. Der Gasabzug erfolgt mittels eines Gasprobennehmers der Firma *DESAGA*. Für eine definierte Zeit wird Gas abgezogen, wobei die Temperatur und das abgezogene Gasvolumen aufgezeichnet werden. Nach der Versuchsdauer werden die beiden mit Silikagel gefüllten Flaschen gewogen und aus der Differenz der Massen die Gasfeuchte bestimmt.

4.5.3 Bestimmung des Rohgasvolumenstroms

Der Rohgasvolumenstrom wird mithilfe eines Prandtl'schen Staurohres ermittelt. Mit dem Prandtl'schen Staurohr kann der dynamische Druck p_{dyn} als Differenzdruck zwischen Staudruck p_{Stau} und statischem Druck p_{stat} in der Strömung bestimmt werden. Mit einem angeschlossenen Druckaufnehmer kann dieser entsprechend angezeigt werden. Die Gasgeschwindigkeit beziehungsweise der Volumenstrom können über die Bernoulli-Gleichung bestimmt werden, Gleichung (76) und (77).

$$p_{\text{Stau}} = p_{\text{dyn}} + p_{\text{stat}} = \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot u_i^2 + p_{\text{stat}} \quad (76)$$

$$u_i = \sqrt{\frac{2 \cdot (p_{\text{Stau}} - p_{\text{stat}})}{\rho}} \quad (77)$$

Für die Bestimmung des Volumenstroms oder der Gasgeschwindigkeit ist es dabei wichtig, den Druck an verschiedenen Stellen des Rohrquerschnittes zu messen, um das parabolische Strömungsprofil einer Rohrströmung abzudecken.

4.5.4 Bestimmung der Rohgasstaubkonzentration

Die Staubbeladung wird bestimmt, indem über eine bestimmte Dauer Staub isokinetisch aus dem Rohgas abgezogen wird. Der Staub wird durch ein in Strömungsrichtung gerichtetes Abzugsrohr in einen beheizten Filter gesaugt. Mithilfe der Masse des Staubes sowie des zuvor bestimmten Gasvolumenstroms lässt sich die Staubbeladung bestimmen.

4.6 Versuchsaufbau an einer Klinkerbrennanlage

Die Werksversuche dienen dazu, ein realistisches Strömungsverhalten von Gas und Staub aus einem Prozessgas, in diesem Fall Rohgas, siehe Abbildung 4.5, durch eine Schüttung aus Klinkergranalien abzubilden..

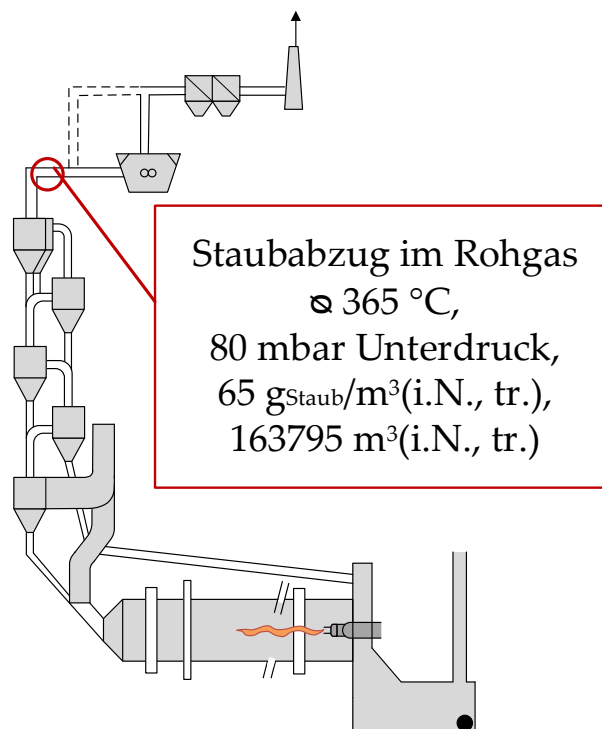


Abbildung 4.5: Anordnung der Messstelle in einer Klinkerbrennanlage.

Das Abscheideverhalten des Staubes kann über eine Massenbilanz der Versuchsanlage und eine Messung der Rohgasparameter (Volumenstrom, Gastemperatur, Sauerstoffgehalt und Staubgehalt) bestimmt werden. Die Abmaße des Versuchsaufbaus wurden dabei hinsichtlich Handhabbarkeit

während der Versuche und Vergleichbarkeit mit dem Technikumsversuch ausgewählt. Als Verbindungsstück zwischen der Rohgasleitung und der Versuchsanlage dient ein Kugelhahn, vergleiche Abbildung 4.6 und Abbildung 4.7. Der Kugelhahn wird mithilfe eines Flansches orthogonal zur Gasströmungsrichtung angebracht. Um den Staubabzug zu verbessern, gibt es die zusätzliche Option ein Rohr mit einem Durchmesser von 4 cm in einem Winkel von 90 cm in die Rohgasleitung ragend einzusetzen.

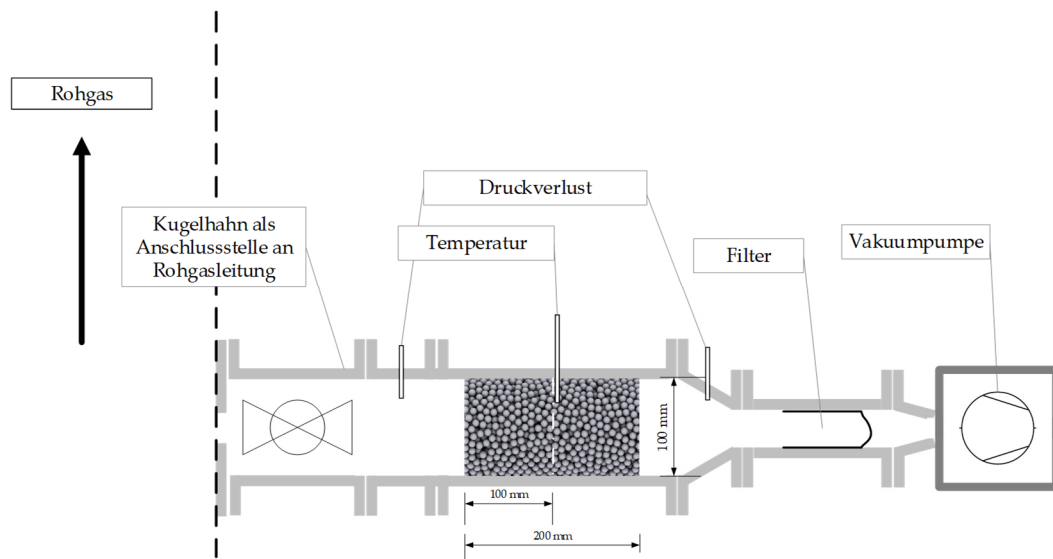


Abbildung 4.6: Schemazeichnung der Versuchsanlage im Werksversuch 1.

Die Vakuumpumpe SC 1040 C der Firma *Ateliers Busch S.A.* (Pumpenkennlinie im Anhang Abbildung 16.2) dient zum Ausgleich des Unterdrucks, der in der Rohgasleitung vorherrscht und zur Absaugung von Gas und Staub in die Versuchsanlage. Mit der Vakuumpumpe kann im oben beschriebenen Versuchsaufbau ein Durchfluss von rund 10 m³/h erreicht werden. Zwischen der Vakuumpumpe und der Klinkergranalienschüttung gibt es zwei weitere Aggregate zur Staubabscheidung, einen Filzfilter (Abbildung 4.7, 4) und einen Abscheidezyklon.

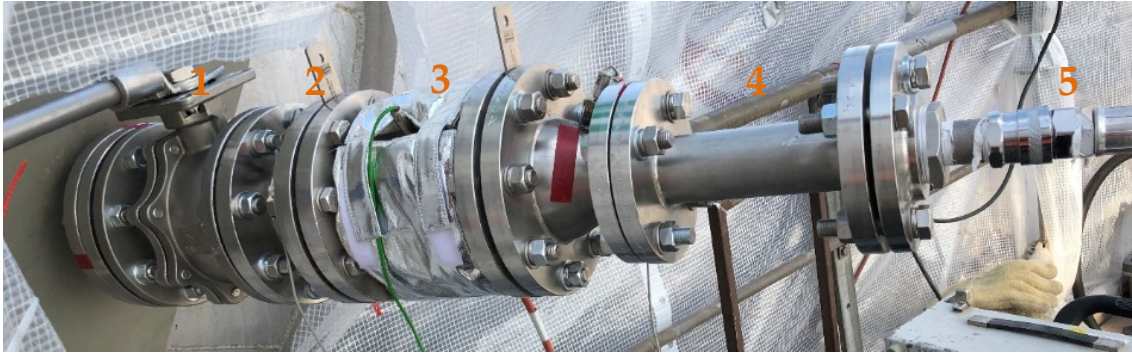


Abbildung 4.7: Ausführung der Versuchsanlage angeschlossen an die Rohgasleitung. 1) Kugelhahn, 2) Druckaufnehmer, 3) Schüttung mit Temperaturmessstelle und Heizmanschette, 4) Filzfilter und Temperaturmessstelle, 5) Anschluss Zyklon und Vakuumpumpe.

Die Versuchsanlage für die Werksversuche wurde vom VDZ im Rahmen des [IGF-Forschungsvorhaben 19753N] gebaut und die Versuche wurden gemeinsam mit dem VDZ durchgeführt.

4.7 Optimierung der Versuchsanlage

Zur Verbesserung des Staubabzuges aus der Rohgasleitung wird in den Versuchsreihen zwei und drei parallel zur Gasströmung abgezogen. Hierfür wird im Inneren der Rohgasleitung ein Rohr mit 90°-Bogen angebracht. Hiermit soll eine näherungsweise isokinetische Entnahme erfolgen. Das Rohr ragt dabei 90 cm (von der Außenwand der Rohgasleitung gemessen) in die Rohgasleitung hinein und ist auf einen Sondendurchmesser von 10 mm verjüngt.

Die Bestimmung des benötigten Sondendurchmessers erfolgt über die Kontinuums-Gleichung und ist in der VDI-Richtlinie 2066 (Blatt 1) definiert [VDI2006]. Um eine repräsentative Probe mit einer Staubverteilung entsprechend derer in der Gasleitung zu erhalten, wird die Geschwindigkeit im Abzugsrohr über den Durchmesser angepasst.

$$u_{Rohgas} = \frac{\dot{V}_{Rohgas}}{A_{Rohgasleitung}} \equiv u_{Sonde} \quad (78)$$

$$A_{\text{Sonde}} = \frac{\dot{V}_{\text{Teilgasstrom}}}{u_{\text{Rohgas}}} \quad (79)$$

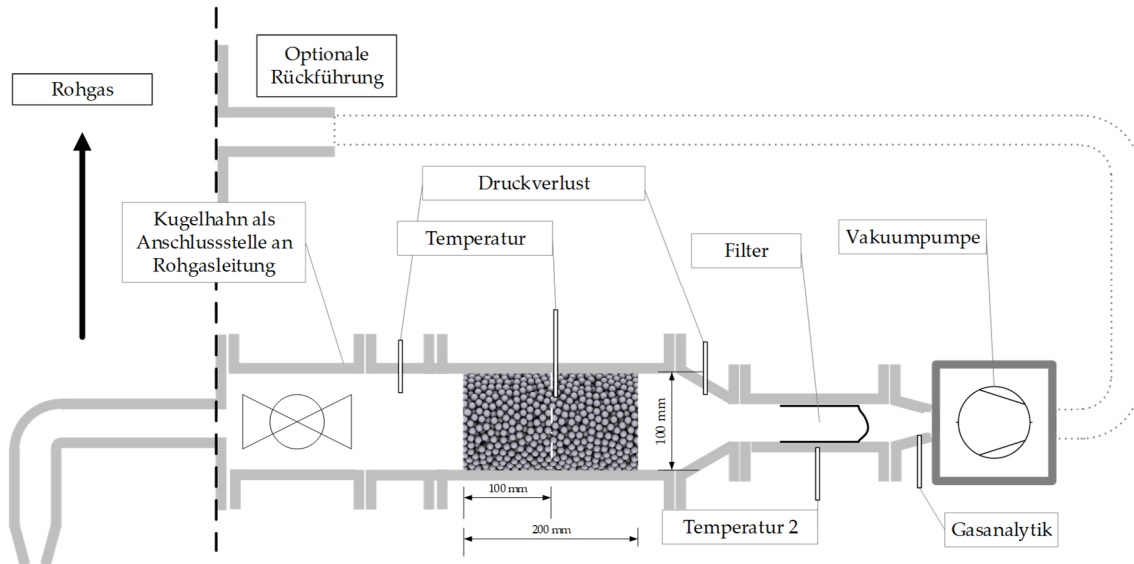


Abbildung 4.8: Versuchskonfiguration in Werksversuch 2 mit Gasrückführung.

Die Gasrückführung wird nach der ersten Versuchsreihe getestet, um die Vakuumpumpe zu entlasten. Durch die Rückführung muss der Unterdruck im System (im Vergleich zum Umgebungsdruck) nicht durch die Vakuumpumpe ausgeglichen werden. Allerdings stellt sich heraus, dass keine erhebliche Verbesserung erreicht werden kann und der Gaszähler nach der Vakuumpumpe bei Unterdruck nicht funktioniert. Aus diesem Grund wird in Werksversuchsreihe drei auf die Rückführung verzichtet.

Als zusätzliche Messpunkte werden die Messstelle „Temperatur zwei“ nach der Schüttung in der Gasphase und die Messstelle „Gasanalytik“ im Bereich des Filters installiert. Neben der Gasanalytik kann an dieser Stelle auch der Gesamtdruck der Versuchsanlage angezeigt werden.

Neben der durchgehenden Schüttung von 20 cm besteht auch die Option zwei 10 cm Schüttungsstücke oder ein 20 cm und ein 10 cm Stück hintereinander zu schalten.

4.8 Bilanzierung und Abreinigung der Klinkergranalien

Die benötigte Menge an Klinkergranalien zur Füllung der Versuchsanlage wird vor dem Versuch gewogen und anschließend in die Versuchsanlage gefüllt. Nach der Beaufschlagung mit Staub wird die Klinkermasse mit der Staubmasse bestimmt. Anschließend werden Granalien und Staub mittels Siebung getrennt. Für die Granalienfraktion 4-8 mm wird ein Sieb mit einer Lochweite von 2 mm verwendet und für die Fraktion 8-11,2 mm ein Sieb mit einer Lochweite von 4 mm. Durch die Massenbestimmung wird die Menge an abtrennbarem und haftendem Staub ermittelt.

Ein weiterer Abreinigungsschritt wird mithilfe eines Siebturms durchgeführt. Hier werden die Granalien für 15 min bei 200 rpm von dem noch anhaftenden Staub getrennt.

4.9 Einzelparameterbestimmungskonzept

Versuch 1.4, 2.1 und 3.1 dienen der Reproduzierbarkeit, da die Versuche mit zeitlichem Abstand stattfinden. Diese sind in Tabelle 4.4 grau hinterlegt.

Die erste Versuchsreihe im Werksversuch diente dem Zweck, die Versuchsanlage zu Testen und ein Optimierungspotential an der Anlage selbst und den Versuchsablauf aufzudecken.

In Werksversuch zwei und drei werden verschiedenen Parameter innerhalb des Einzelparameterbestimmungskonzeptes variiert um die Abhängigkeiten der einzelnen Parameter und die Auswirkungen auf die Staubabscheidung, das Aufheizen der Schüttung und den Druckverlust zu untersuchen.

Tabelle 4.4: Versuchsplan Werksversuche.

Versuchsnummer	Beschreibung	Klinkergranaliengröße in mm	Versuchsdauer in h	Volumenstrom in m³/h	Schüttlänge in cm
Werksversuch 1					
V 1.1	Testversuch 1	8 - 11,2	0,9	10	20
V 1.2	Testversuch 2	8 - 11,2	0,9	10	20
V 1.3	Testversuch 3	8 - 11,2	1,5	10	20
V 1.4	Referenzversuch 1	4 - 8	1,0	10	20
Werksversuch 2					
V 2.1	Referenzversuch 2	4 - 8	1,0	10	20
V 2.2	Versuchsdauer 1	4 - 8	0,5	10	20
V 2.3	Wiederholung nach Abreinigung	4 - 8	0,5	10	20
V 2.4	Gasdurchfluss	4 - 8	0,5	20	20
V 2.5	Versuchsdauer 2	4 - 8	1,4	10	20
Werksversuch 3					
V 3.1	Referenzversuch 3	4 - 8	1,0	10	20
V 3.2	Versuchsdauer 3	4 - 8	0,25	10	20
V 3.3	Geteilte Schüttung 1	4 - 8	1,0	10	10 10
V 3.4	Geteilte Schüttung 2	4 - 8	0,5	10	10 10
V 3.5	Geteilte Schüttung 3	4 - 8	1,0	10	20 10
V 3.6	Granalienfraktion 1	8 - 11,2	1,0	10	20

Versuchsnummer	Beschreibung	Klinkergranaliengröße in mm	Versuchsdauer in h	Volumenstrom in m³/h	Schüttlänge in cm
V 3.7	Granalienfraktion 2	8 - 11,2	1,0	10	10 10
V 3.8	Granalienfraktion 3	8 - 11,2	0,5	10	20
V 3.9	Geteilte Schüttung 4	4 - 8	1,0	10	10

5 Ergebnisse der Labor- und Technikumsversuche

5.1 Materialeigenschaften

Einige für die Versuchsauswertung und Modellberechnung benötigten Materialeigenschaften werden im Labor bestimmt. Hierzu zählt die Reindichte der verschiedenen Staubproben. Anhand der Ergebnisse in Tabelle 5.1 lässt sich erkennen, dass die unterschiedlichen Prozessstäube in einem vergleichbaren Reindichtebereich liegen. Da jeder Staub in jeder Anlage unterschiedliche Werte aufweist, wird im Modell mit der Reindichte für Staub von 2700 kg/m^3 gerechnet.

Tabelle 5.1: Gemittelte Stoffdaten der verwendeten Prozessstäube und Klinker.

	Reindichte in kg/m^3	spezifische Oberfläche nach BET in m^2/kg	D ₅₀ der KGV in μm
Bypassstaub	2645	1,9	10,5
Filterstaub	2723	6,5	2,4
Rohmehl	2720	-	5,2
Probestelle Werksversuch	2726	-	2,1
Klinker	3188	-	-

Neben den Reindichten sind auch die Schüttdichten für die Berechnungen im Modell relevant. Hier werden die in Tabelle 5.2 angeführten Literaturwerte verwendet. Die in Tabelle 5.1 eingetragenen spezifischen Oberflächen zeigen, dass der Filterstaub eine größere Oberfläche hat. Bei dem Bypassstaub ist zu erwarten, dass die sublimierten Kreislaufkomponenten Oberflächenporen zusetzen und somit die spezifische Oberfläche verringern.

Tabelle 5.2: Literaturdaten für die Rein-, Roh- und Schüttdichten der verwendeten Materialien [STA1985].

	Reindichte	Rohdichte	Schüttdichte
Rohmehl	2700 – 2750	-	1360
Filterstaub	2700 – 2750	-	1040
Klinker	3050 – 3200	1800 – 2700	1440 – 1700

5.1.1 Druckfestigkeit von Klinkergranalien

Aus den Versuchen zur Druckfestigkeit von Klinkergranalien lassen sich Grenzwerte für die Schütthöhe berechnen, die angeben, ab welcher Höhe die unteren Granalien unter der Last der Schüttung brechen. Die Ergebnisse für drei Versuchsreihen bei Raumtemperatur sind in Abbildung 5.1 dargestellt.

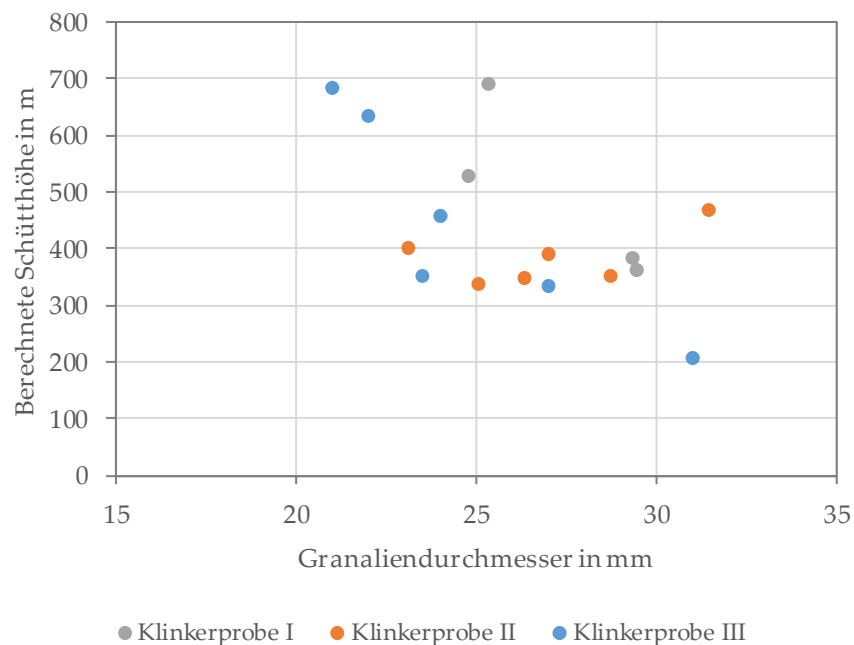


Abbildung 5.1: Berechnete Grenzschtütthöhe aus den Druckfestigkeitsversuchen für verschiedene Klinkergranaliengrößen.

Es ist zu erkennen, dass sich keine eindeutige Abhängigkeit von der Granaliengröße finden lässt. Lediglich bei Klinkerprobe III lässt sich eine Tendenz zu einer höheren Druckfestigkeit/Schütthöhe bei kleinerem Granaliendurchmesser erkennen.

Die Klinkerprobe II ist sowohl bei Raumtemperatur als auch nach Temperaturbeaufschlagung getestet worden. Hier ist zwar keine Änderung der Bruchlast zu verzeichnen, aber betrachtet man die getesteten Granalien, ist in Abbildung 5.2 zu erkennen, dass die Temperaturbeaufschlagung den Einfluss hat, dass weniger Granalien brechen. Ein Teilbruch bedeutet in diesem Fall, dass ein Teil der äußeren Schale der Klinkergranalie abbricht, der Kern aber stabil bleibt.

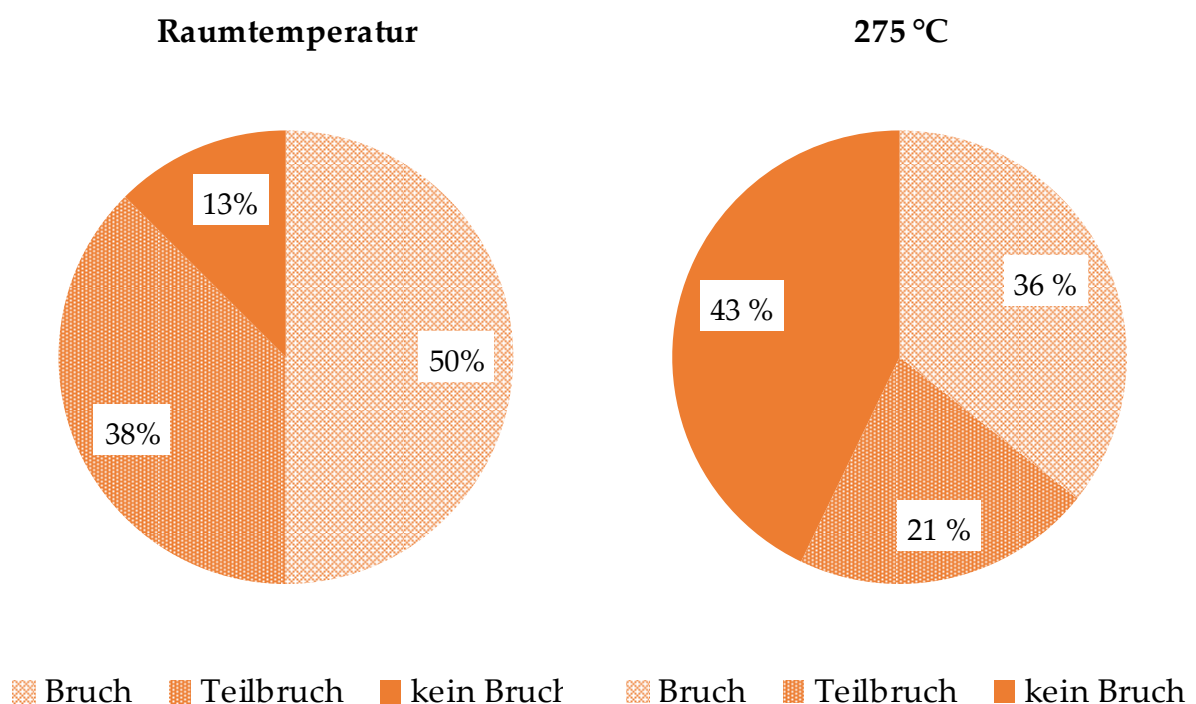


Abbildung 5.2: Vergleich der Ergebnisse der Druckfestigkeitsversuche hinsichtlich der Brüche und Teilbrüche bei Granalien mit Temperaturbeaufschlagung und bei Raumtemperatur.

In Abbildung 5.3 ist die Grenzschütthöhe der unterschiedlichen Klinkergranalien aus Probe II mit beanspruchten Klinkergranalien aus der gleichen Probe verglichen. Die Beanspruchung setzt sich dabei aus einer thermischen, durch mehrfaches Aufheizen und Abkühlen in einem Temperaturfenster von 25 bis 900 °C, und einer mechanischen Beanspruchung, durch den Kontakt mit Staub und die Abreinigung auf einem Siebturm,

zusammen. Hierbei ist zu erkennen, dass die beanspruchten Klinkerproben tendenziell stabiler werden. Dieses Phänomen wurde in der Arbeit [SOE2016] mit der Erhöhung des Gefügeverdichtungsmoduls erklärt. Es ist somit zu erwarten, dass die thermische Beanspruchung die Klinkergranalien hinsichtlich ihrer Bruchneigung eher positiv beeinflusst.

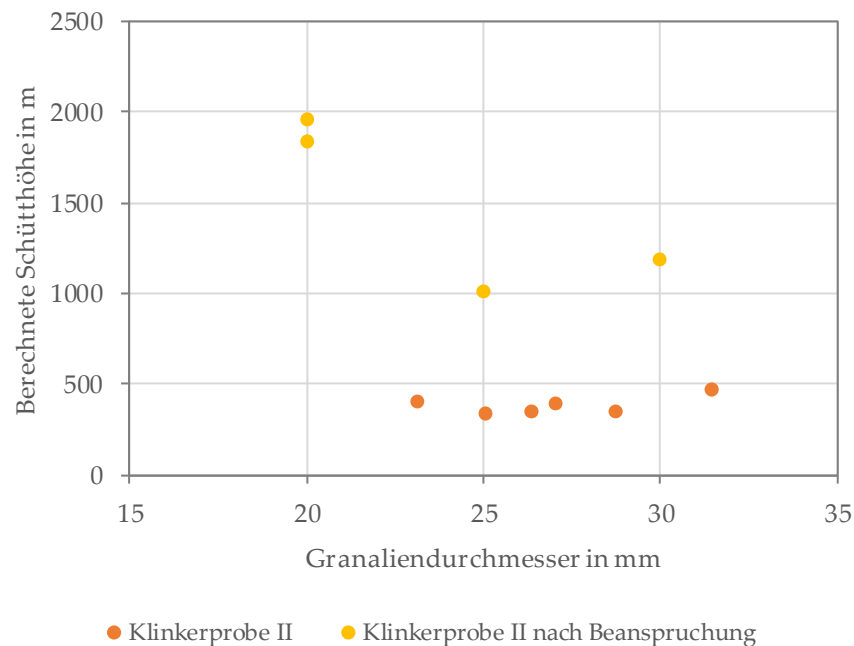


Abbildung 5.3: Beanspruchung thermisch: Aufheiz- und Abkühlzyklen von 25 bis 900 °C, und mechanisch: durch Staub und die Abreinigung.

5.2 Vorversuche zum Abscheideverhalten in der Schüttung

In den Versuchen zur Abscheidung werden die Parameter Schütthöhe (10 und 20 cm), Glaskugeldurchmesser (5 und 10 mm), Gasvolumenstrom (1,15 und 2,3 m/s) und Staubbeladung (20 und 120 g/m³) variiert. Die Schütthöhe resultiert dabei aus den zuvor durchgeführten Auslegungsberechnungen, bei denen 10 cm Schütthöhe das Minimum für eine vollständige Abscheidung ist. Die Gasgeschwindigkeit 1 stellt die rechnerisch und experimentell ermittelte minimale Gasgeschwindigkeit dar, bei der noch alle Partikelgrößen aus den gegebenen Stäuben mitgerissen werden. Die Stufe 2 der Gasgeschwindigkeit ist

in diesem Versuchsaufbau durch die Saugleistung limitiert. Für die Staubbeladung wird ein aus der Praxis abgeschätzter niedriger und ein entsprechend hoher Staubgehalt gewählt. Die Versuchsplanung erfolgt nach einem halb-faktoriellen Design. Die Ergebnisse der Abscheidung werden durch Auswiegen und Bilanzierung der Schüttung bestimmt.

5.2.1 Signifikanz und Wechselwirkung der Einflussgrößen auf die Abscheidung

Die Ergebnisse der statistischen Versuchsauswertung von Technikumsversuch 1 (Tabelle 4.1) sind in den Abbildung 5.4 als Pareto-Diagramm dargestellt.

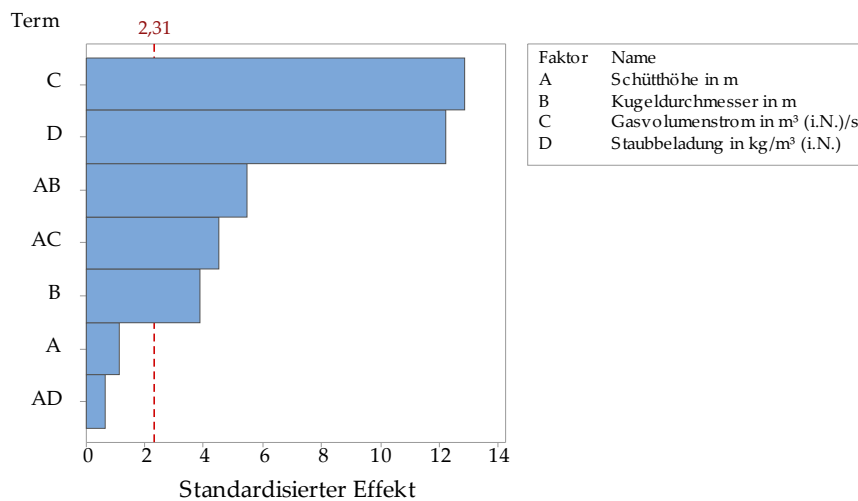


Abbildung 5.4: Pareto-Diagramm für die Signifikanz der Einflussgrößen auf den Abscheidegrad von Filterstaub in der Schüttung bei dem horizontalen Versuchsaufbau (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).

In den Versuchen hat die Abscheidung primär vor der Schüttung stattgefunden. Die Staubpartikel wurden beim ersten Kontakt mit der Schüttung abgeschieden und der Schüttbereich wurde nicht über die gesamte Höhe ausgenutzt, siehe Abbildung 5.5. Nur 10 bis 25 % des aufgegebenen Staubes gelangt in die Schüttung selbst. Eine Verlagerung der Abscheidevorgänge in die Schüttung selbst wird durch eine Erhöhung der Geschwindigkeit bei geringerer Staubbeladung hervorgerufen.

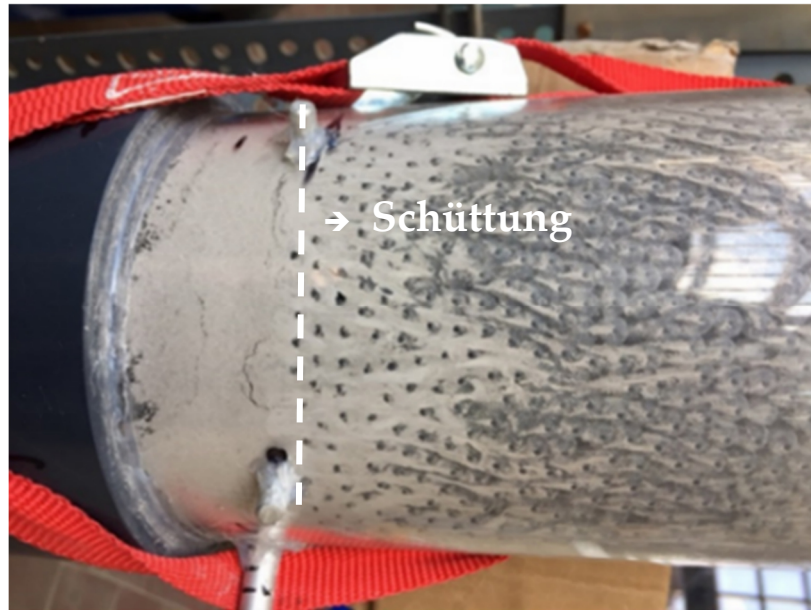


Abbildung 5.5: Horizontaler Versuchsaufbau, 20 cm Schüttung, 5 mm Glaskugeln, 1 m/s Gasgeschwindigkeit, 120 g/m³ Staubbeladung.

Beide Änderungen der Parameter zusammen bewirken, dass weniger Material gleichzeitig auf die erste Schicht trifft und dort (primär durch den Sperreffekt) abgeschieden wird. Wird die Granuliengröße von 10 mm gewählt, erniedrigt sich entsprechend die gesamte Abscheideleistung, da die Anteile der freien Fläche größer werden. Zudem bedingt das kleiner werdende Durchmesser Verhältnis das vermehrte Auftreten von Randeffekten wodurch der effektive Lückengrad steigt [JES1964].

$$\varepsilon_{eff} = 0,375 + 0,34 \cdot \frac{d_{Kugel}}{D_{Schüttung}} \quad (80)$$

Es ergibt sich ein effektives Lückenvolumen von 0,392 für die 5 mm Glaskugeln und 0,409 für die 10 mm Glaskugeln. Die minimale Zwickelfläche liegt nach der Abschätzung in Abbildung 5.6 bei $9,13 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$ für 5 mm Glaskugeln und bei $3,65 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$ für 10 mm. Die freie Fläche ist somit bei doppeltem Granaliendurchmesser vier Mal so groß.

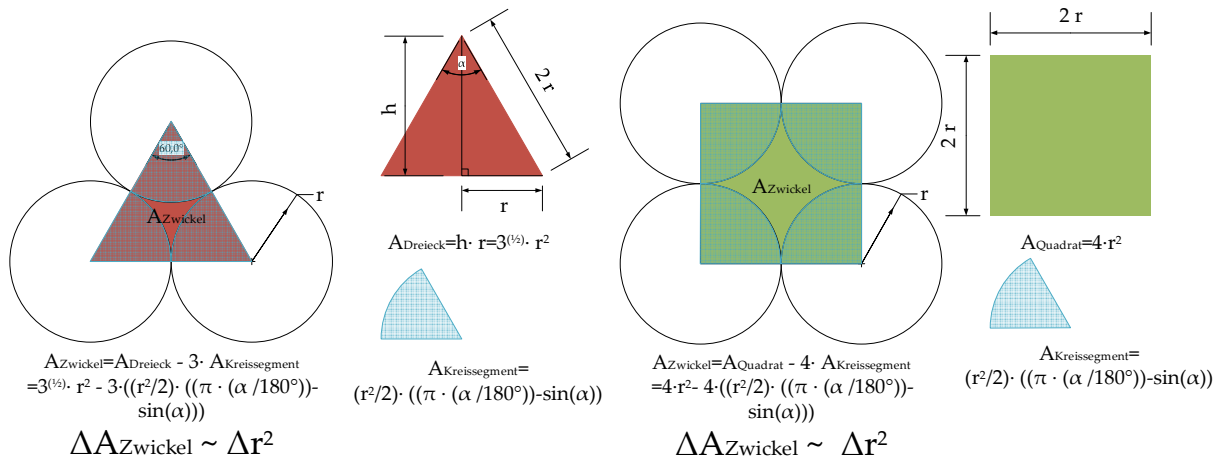


Abbildung 5.6: Schnitt durch eine Kugelschicht zur Beschreibung der Abhängigkeit der minimalen frei durchströmbaren Fläche ($A_{Zwickel}$) in Abhängigkeit vom Kugelradius für verschiedene Packungsdichten.

Der Druckverlust nimmt entsprechend mit einem größer werdenden Kugeldurchmesser ab. Verringert man die Schüttlänge um die Hälfte, wird ersichtlich, dass diese Länge für Abscheidung nur bei hohen Beladungen ausreicht. Bei hohen Beladungen kommt, wie oben beschrieben, hauptsächlich der Sperreffekt an der ersten Kugelschicht zum Tragen und die Abscheideleistung der weiteren Schichten der Schüttung wird nicht benötigt. In der Schüttung selbst werden nur rund 10 bis 15 % des aufgegebenen Materials abgeschieden.

5.2.2 Einfluss des Kollektormaterials auf die Staubabscheidung und den Druckverlust

Nach der Durchführung der Vorversuche mit Glaskugeln wurde zur Prüfung der Übertragbarkeit ein Versuch mit Klinkergranalien im Durchmesserbereich von 4-8 mm durchgeführt. Die Klinkergranalienschüttung nach dem Versuch ist in Abbildung 5.7 zu sehen. Der Aufbau unterscheidet sich in der Oberflächenrauigkeit des Materials und darin, dass keine absolut monodisperse Schüttung vorliegt. Auch hier ist deutlich zu erkennen, dass nur ein Teil des Staubes bis in die Schüttung selbst eingetragen und dort abgeschieden wird.

Die Auftragung der Messwerte des Druckverlustes über die Zeit ermöglicht einen Vergleich von Glaskugeln und Klinkergranalien.



Abbildung 5.7: Staubabscheidung in einer Klinkergranalienschüttung (4 bis 8 mm, 20 cm Länge), bei einer Gasgeschwindigkeit von 1 m/s und 80 g/m³ Staubbeladung.

In Abbildung 5.8 lässt sich der Druckverlust über die Zeit sowohl für die Klinker als auch die Glaskugelschüttung entnehmen. Beide Druckverluste haben einen ähnlichen Verlauf, nach einer konstanten Einlaufphase erfolgt ein steiler Anstieg des Druckverlustes bis auf ein konstantes Plateau. Hierbei ist zu beachten, dass der Druckverlust bei den Klinkergranalien um 0,8 mbar und im Fall der Glaskugeln um 1,2 mbar ansteigt. Die Ergebnisse der Glaskugelschüttung sind somit mit einer Klinkergranalienschüttung vergleichbar.

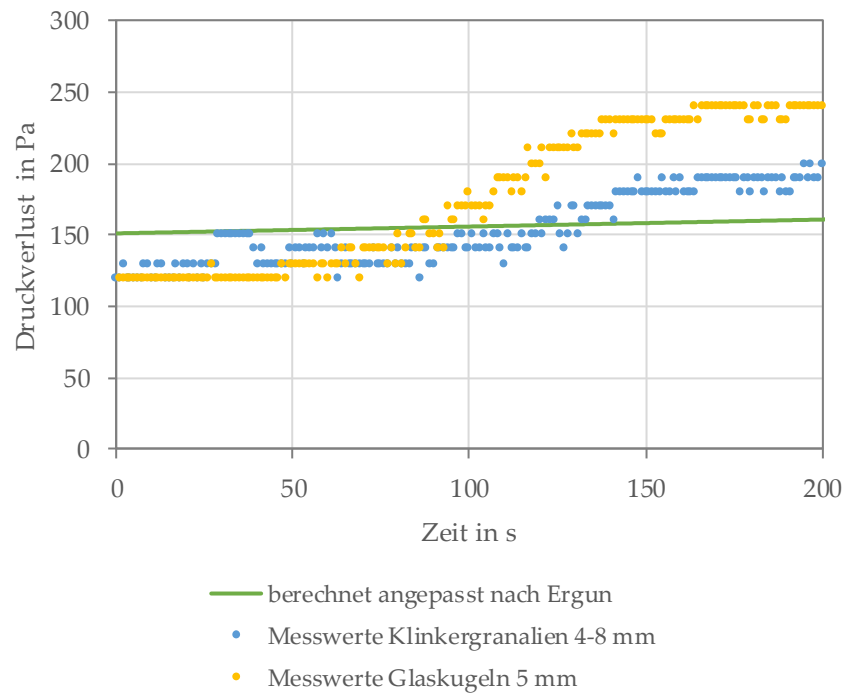


Abbildung 5.8: Abhängigkeit des Druckverlustes in einer Schüttung aus Klinkergranalien mit 4-8 mm Durchmesser (blau) und Glaskugeln mit 5 mm Durchmesser (gelb). Die berechneten Werte (grün) beruhen auf der Korrelation von Ergun mit angepassten Widerstandsbeiwerten.

Durch einen Vergleich einer Messreihe von Druckverlusten in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit lässt sich der Widerstandswert der vorliegenden Schüttungen abschätzen und in die Korrelationen zur Bestimmung des Druckverlustes einsetzen. So ergeben sich für die Druckverlustberechnungen nach [ERG1952] und [BRA1960] die modifizierten Korrelationen (81) und (82) mit angepassten Widerstandsbeiwerten.

$$\frac{\Delta p}{l} = 66,61 \cdot \mu_F \cdot u_0 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{d_K^2 \cdot \varepsilon^3} + 0,16 \cdot \rho_F \cdot u_0^2 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{d_K \cdot \varepsilon^3} \quad (81)$$

$$\frac{\Delta p}{l} = \frac{3}{4} \cdot \left(\frac{9,6}{Re_{Schüttung}} + \frac{0,17}{Re_{Schüttung}^{0,21}} \right) \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho \cdot u_0^2}{d_{32}}, \quad (82)$$

Resultierend aus den Gleichungen lässt sich der Druckverlust in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit beschreiben und wie in Abbildung 5.9 darstellen.

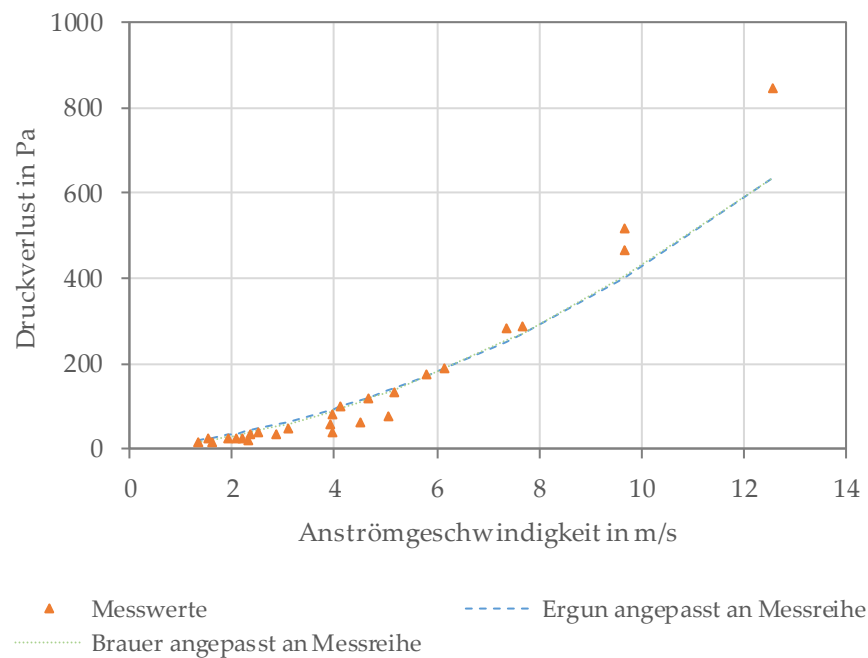


Abbildung 5.9: Anpassung des Widerstandbeiwertes für die Schüttung zur Darstellung der Messwerte (▲) mit den Korrelationen nach Ergun (---) und Brauer (.....).

In Abbildung 5.8 ist zu erkennen, dass die Korrelation angepasst nach Ergun zwar im richtigen Druckbereich von 150 Pa liegt, die Steigung aber nicht den erreichten Druckverlusten aus den Versuchen entspricht. Es lässt sich schließen, dass die Abhängigkeit des Druckverlustes von der Gasgeschwindigkeit, aber nicht die von der Staubabscheidung, dargestellt werden kann.

5.2.3 Partikelgrößenabhängigkeit des Abscheideverhaltens

Aus den Versuchen mit unterschiedlichen Kombinationen der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser, Staubbeladung und Volumenstrom lassen sich des Weiteren Rückschlüsse auf das partikelgrößenabhängige Abscheideverhalten ziehen. Die eingesetzten Stäube sind Rohmehl und Filterstaub aus einer Zementklinkerproduktionsanlage. Die Korngrößenverteilung der Stäube wurde mithilfe der Lasergranulometrie bestimmt und ist in Abbildung 5.11 und Abbildung 5.10 zu finden.

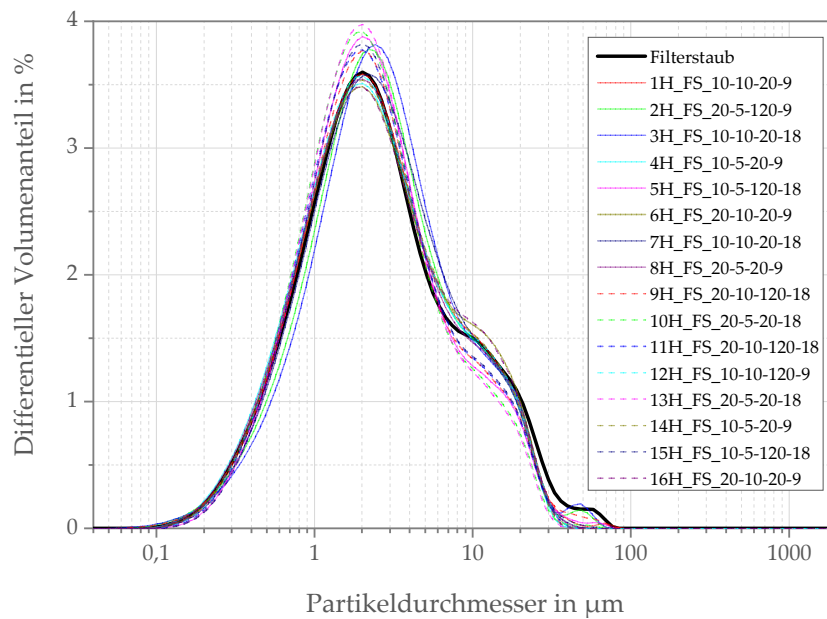


Abbildung 5.10: Korngrößenverteilungen der Filterstaubproben vor und nach dem Abscheideversuch.

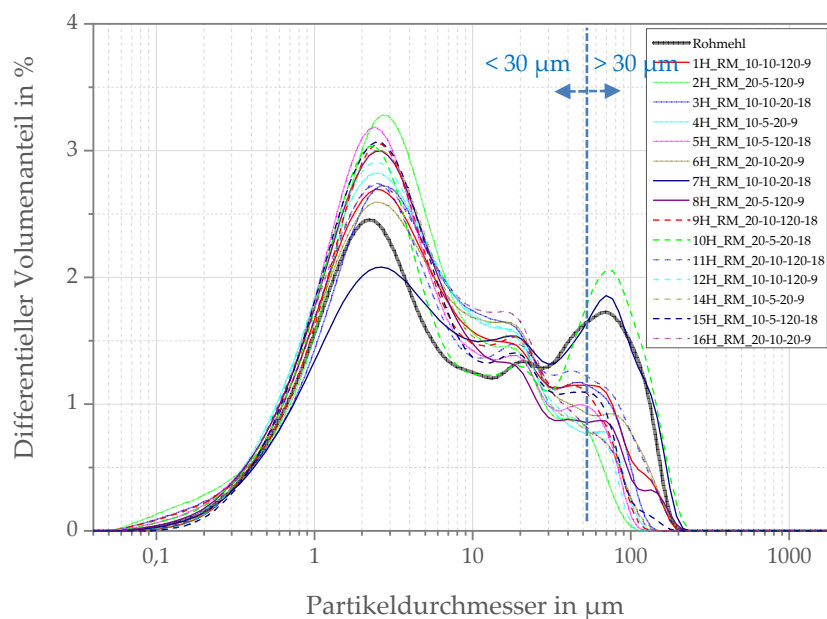


Abbildung 5.11: Korngrößenverteilungen der Rohmehlproben vor und nach dem Abscheideversuch.

Es ist zu erkennen, dass der Filterstaub in allen Vorversuchen über die gesamte Breite der Korngrößenverteilung gleichmäßig in der Schüttung abgeschieden wird. Beim Rohmehl hingegen ist zu erkennen, dass die größere Fraktion von

30 bis 120 μm in den meisten Versuchen nicht in der Schüttung vorgefunden wird.

Berechnet man den in Kapitel 3.1 beschriebenen Abscheidegrad für die Partikelgrößenverteilung des Ausgangsmaterials an der Kugelschüttung aus dem Versuch, lässt sich die Korngrößenverteilung des abgeschiedenen Materials, wie in Abbildung 5.12 (---) abschätzen.

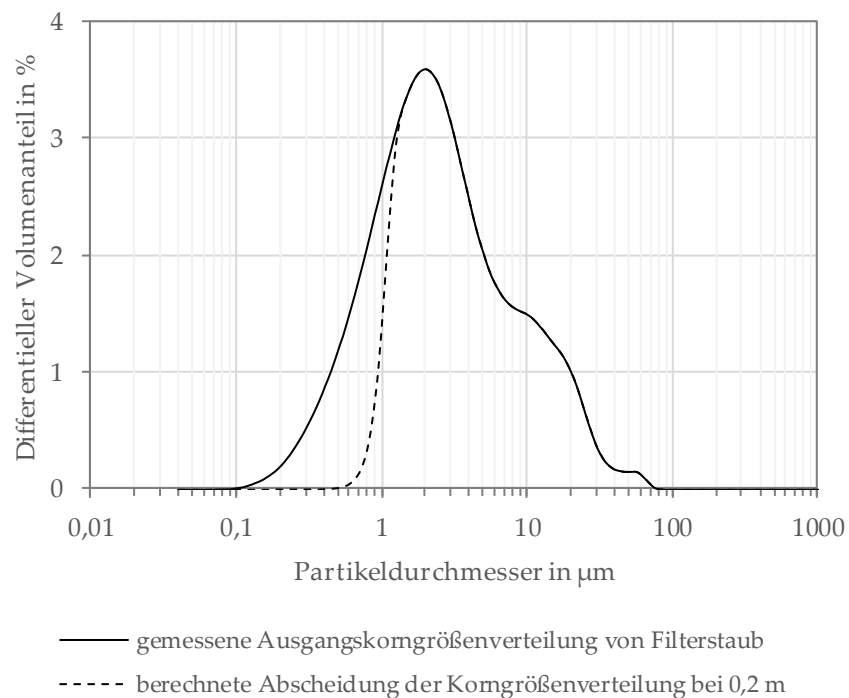


Abbildung 5.12: Vergleich der berechneten differentiellen Korngrößenverteilung des theoretisch abzuschheidenden Filterstaubes in einer 20 cm langen Schüttung mit 5 mm Glaskugeln, 1 m/s Leerrohrgeschwindigkeit und 120 g/m³ Staubbelastung verglichen mit der Ausgangskorngrößenverteilung des Filterstaubes.

Vergleicht man dies mit den tatsächlichen Korngrößenverteilungen aus den Abscheideversuchen im Labor (Probennahme aus der Schüttung), lässt sich erkennen, dass der Filterstaub in drei unabhängigen Versuchen, siehe Abbildung 5.13 (gestrichelt), sogar im Bereich des gesamten Kornbandes, auch unter 2 μm , abgeschieden wurde.

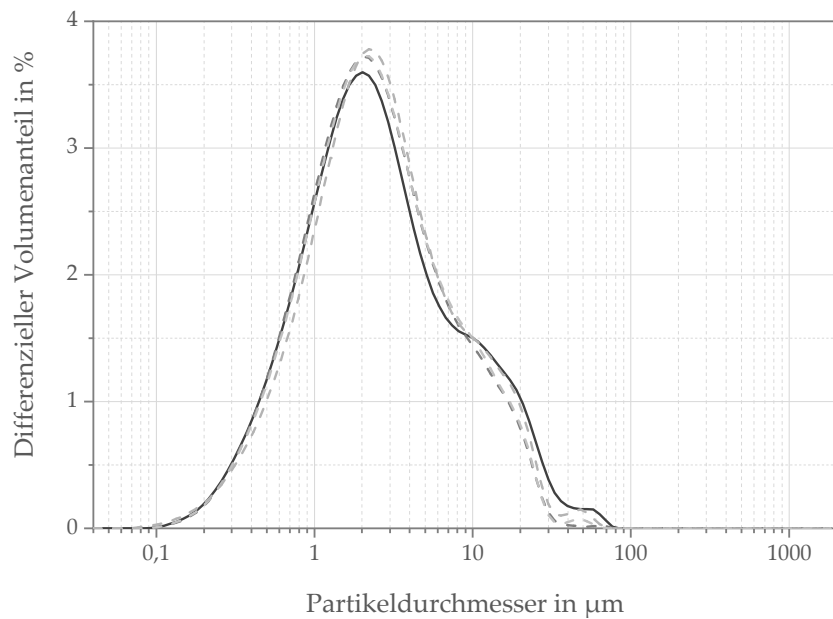


Abbildung 5.13: Korngrößenverteilung des eingesetzten Filterstaubes (durchgezogene Linie) und des in der Schüttung abgeschiedenen Filterstaubes nach drei unabhängigen Versuchen (horizontal) mit einer 20 cm langen Schüttung aus 5 mm Kugeln bei 120 g/m^3 Staubbeladung und $1,15 \text{ m/s}$ Gasgeschwindigkeit (- - -).

Hier lässt sich ein Maximum bei einem Partikeldurchmesser von $2 \mu\text{m}$ erkennen. Vergleicht man die beiden Stäube mit der gleichen Versuchseinstellung in Abbildung 5.11 und Abbildung 5.10, lässt sich erkennen, dass die Korngrößenverteilung von abgeschiedenem Rohmehl und Filterstaub ähnlich verlaufen und bei rund $2 \mu\text{m}$ ein Maximum haben. Der Anteil an Partikeln mit größerem Durchmesser, der vor allem im Rohmehl vorhanden ist, wurde hauptsächlich vor der Schüttung abgeschieden. Mögliche Erklärungen sind die Abscheidemechanismen, aber auch die Austragsgeschwindigkeit der Partikel. Vergleicht man beispielsweise den Filterstaub mit der vorausgerechneten Korngrößenverteilung nach der Abscheidung und der tatsächlichen Probe aus der Schüttung ist eine Differenz, in Abbildung 5.14 markiert als grüne Fläche, zu erkennen.

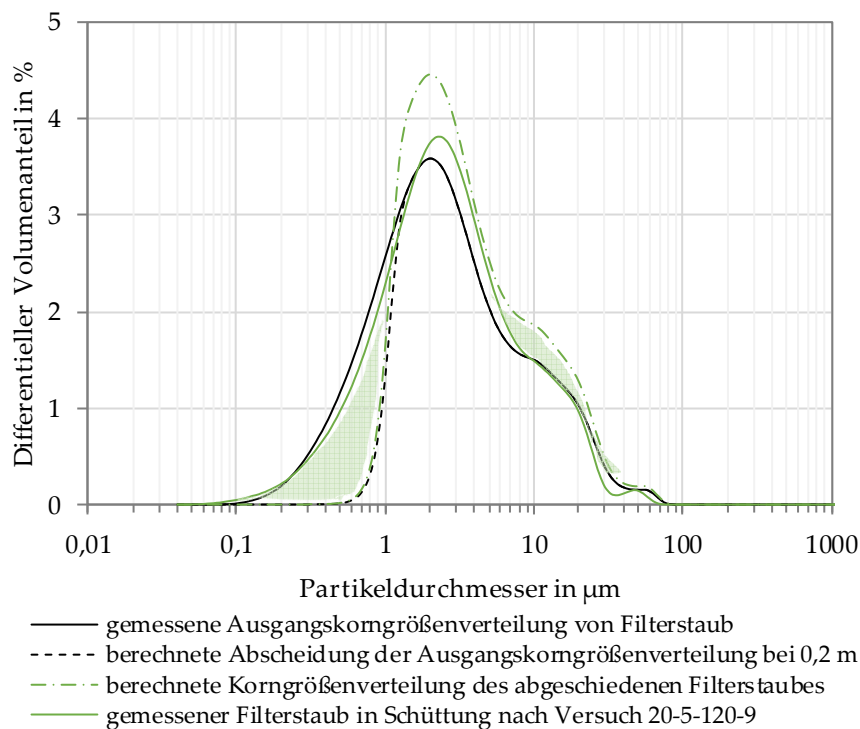


Abbildung 5.14: Vergleich vom aufgegebenem Filterstaub mit den vorausberechneten Werten für die Abscheidung und der tatsächlichen Korngrößenverteilung der Staubprobe aus dem Abscheideversuch. Die grün markierten Flächen beschreiben die Differenz zwischen Vorhersage und Versuchsergebnis.

Die Differenz auf der linken Seite, im Feinbereich, lässt auf eine bessere Abscheidung dieser Fraktion schließen als vorhergesagt. Die rechte Fläche, im Grobbereich, kann durch die zusätzliche Abscheidung an der Oberfläche der ersten Schicht und vor der Schüttung erklärt werden. Auch die Abscheidung der Partikel im Feinbereich (linke grüne Fläche) kann durch die vermehrte Abscheidung an der Oberfläche und die somit lokal verstärkte Filterwirkung und die resultierenden Wechselwirkungen der Partikel erklärt werden.

5.3 Untersuchung des Mitreißens von Staub aus der Schüttung

Wie in Abschnitt 3.6 beschrieben, ist das Mitreißen von Staub ein mögliches Einflusskriterium auf den Filterbelegungsgrad und den einhergehenden Wirkungsgrad der Abscheidung. Somit wird die Abhängigkeit des Mitreißens

von Staub von den Parametern Kugeldurchmesser (5 und 10 mm), Gasgeschwindigkeit (2 bis 9 m/s) und Schüttlänge (10 und 20 cm) überprüft. Eine mit Staub versetzte Schüttung wird dabei mit unterschiedlichen Gasgeschwindigkeiten beaufschlagt und eine Massenbilanz vor und nach dem Versuch erlaubt eine Bestimmung des mitgerissenen Staubanteils. Die Ergebnisse der Versuchsreihe sind in Abbildung 5.15 zusammengestellt.

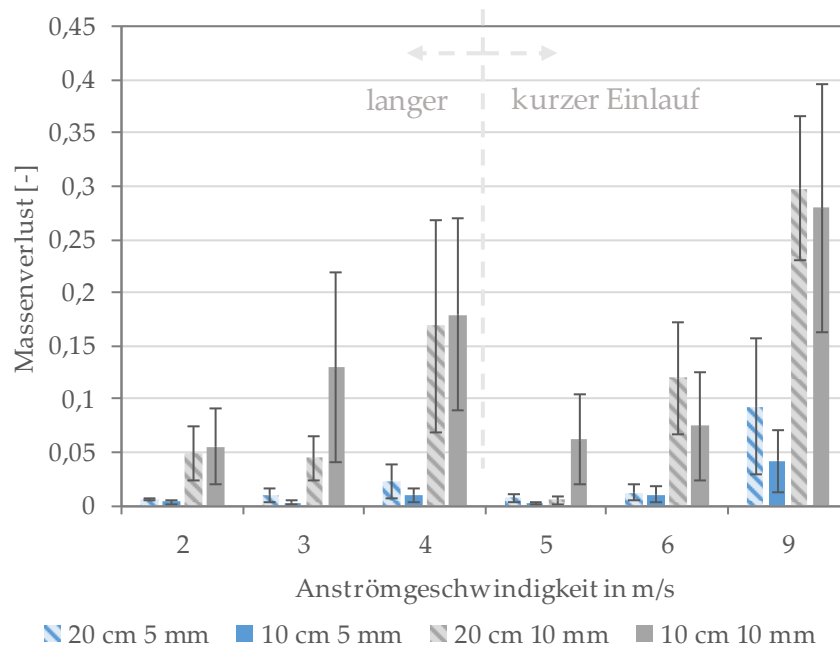


Abbildung 5.15: Mitreißen von Staub aus einer gepackten Kugelschüttung (Konfiguration Schüttlänge in cm und Kugeldurchmesser in mm siehe Legende) mit Staub in Abhängigkeit von der Anströmgeschwindigkeit.

Es ist zu erkennen, dass der Massenverlust an abgeschiedenem Staub mit der Gasgeschwindigkeit steigt. In diesem Fall scheint der verwendete Einlauf einen starken Einfluss zu haben, sodass der Massenverlust über den Einlaufwechsel zur Gasgeschwindigkeitserhöhung nicht linear verläuft.

5.3.1 Signifikanz und Wechselwirkungen der Anströmgeschwindigkeit und der Schüttparameter für das Mitreißen

Zur Identifikation der Einflussgrößen auf das Mitreißen wurden die Versuchsergebnisse als Pareto-Diagramm (Abbildung 5.16) ausgewertet, um

die Signifikanz der Parameter auf das Ergebnis zu bestimmen. Als Zusammenfassung der statistischen Analyse wird das Pareto-Diagramm in Abbildung 5.16 herangezogen. Für den Massenverlust von bereits abgeschiedenem Staub aus der Schüttung zeigt sich, dass die Faktoren Kugeldurchmesser und die Anströmgeschwindigkeit signifikant auf das Mitreißen Einfluss nehmen.

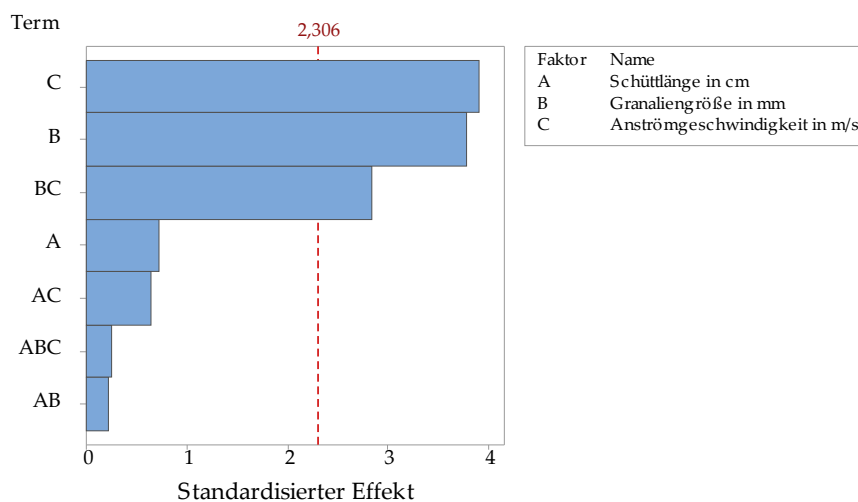


Abbildung 5.16: Pareto-Diagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).

Als weiteres Einordnungskriterium wird das Haupteffektdiagramm in Abbildung 5.17 herangezogen. Hier wird der Einfluss von Anströmgeschwindigkeit und Kugeldurchmesser durch den steilen Verlauf der Geraden deutlich.

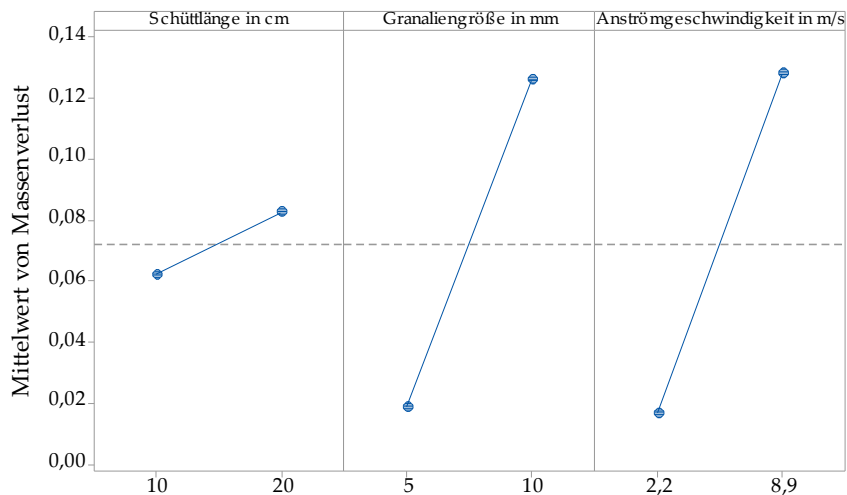


Abbildung 5.17: Haupteffektdiagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen.

Die Wechselwirkungen der betrachteten Parameter lassen sich anhand der Wechselwirkungsdiagramme in Abbildung 5.18 analysieren. Hier sind parallele Linien ein Indiz für keine Wechselwirkungen und die Abweichung von der Parallelität beschreibt (die Stärke) der Wechselwirkung. Hiermit lässt sich für den Massenverlust auswerten, dass die stärkste Wechselwirkung zwischen Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit vorliegt, gefolgt von der Schüttlänge und der Anströmgeschwindigkeit. Bei der Schüttlänge und dem Kugeldurchmesser ist hingegen kaum eine Wechselwirkung zu sehen.

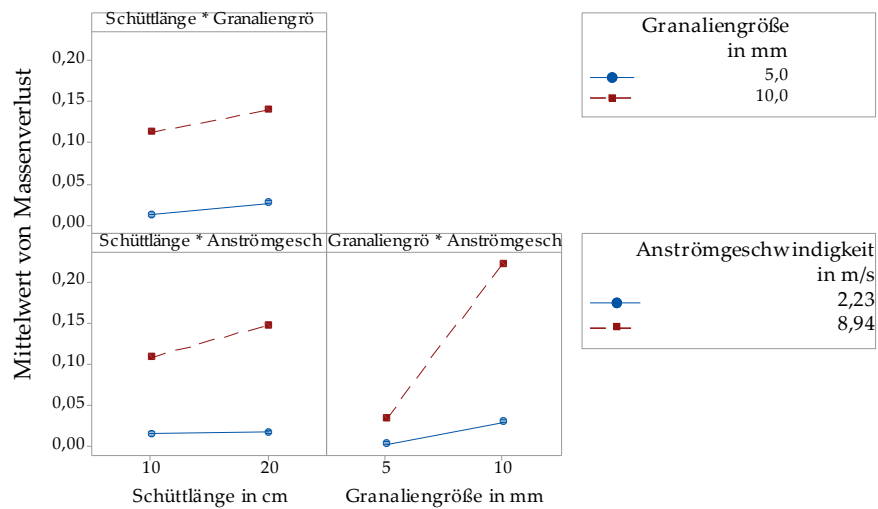


Abbildung 5.18: Wechselwirkungsdiagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen.

6 Ergebnisse der Werksversuche

Das Ziel der Werksversuche ist es, unter Versuchsbedingungen zu arbeiten, die der Hochtemperatur-Austauschstufe möglichst nahekommen. Deshalb wird die Versuchsanlage an einen Prozessgasstrom angeschlossen und mit Klinkergranalien aus der Anlage gefüllt. Die Durchströmungsversuche im Werk wurden an einer Rohgasleitung, siehe Abbildung 4.5, durchgeführt.

Tabelle 6.1: Mittelwerte der Anlagen- und Rohgasparameter während der jeweiligen Woche der Werksversuche 1, 2 und 3 (unter Angabe der Mittelwertschwankung) *Stichprobenartige Messung während der Versuchswoche.

	Werksversuch 1	Werksversuch 2	Werksversuch 3
Rohmehlaufgabe in t/h	175,3 ± 0,3	172,8 ± 0,7	169,7 ± 0,1
Rohgastemperatur in °C	363,8 ± 0,4	375,5 ± 0,9	377,2 ± 0,1
Sauerstoffgehalt Rohgas in Vol.-%	4,5 ± 0,0	4,9 ± 0,2	5,2 ± 0,0
Volumenstrom* in Nm³/h (tr.)	169970	154761	157942
Feuchte* in Vol.-%	9,0 ± 0,5		
Staubgehalt* in g/Nm³ (tr.)	75	68	65
Unterdruck bezogen auf Umgebungsdruck in mbar	n. A.	76,1 ± 0,4	77,8 ± 0,0

Die Rohgasleitung wird als Versuchsort gewählt, da dort bereits eine höhere Temperatur herrscht, das Staubhandling bei dieser Temperatur aber noch nicht zu gefährlich ist. Vor und nach den jeweiligen Versuchsreihen werden die Prozessdaten des Rohgases bestimmt, um die Vergleichbarkeit der Versuche zu

überprüfen. Die für die Auswertung der durchgeführten Versuche relevanten Parameter der Anlage und des Rohgasstroms sind in Tabelle 6.1 zusammengestellt.

Während der drei Versuchsreihen konnte die Versuchsanlage weiter optimiert werden. So wurde der Staubabzug nach der ersten Versuchsreihe verbessert und der in Strömungsrichtung zeigende Abzug aus Abbildung 4.8 installiert. Die getestete Gasrückführung aus Versuchsreihe 2 führte hingegen zu keiner Verbesserung des Staub- und Gasabzugs aus der Rohgasleitung. Hingegen erschwerte diese Maßnahme die Aufzeichnung des Gasdurchflusses, da der Gaszähler nicht für die Druckdifferenz ausgelegt ist. Aus diesem Grund wird in Versuchsreihe 3 ohne Rückführung gearbeitet.

Trägt man die Ergebnisse der Massenbilanz des in der Versuchsanlage abgeschiedenen Staubes zusammen mit den Rohgasmessungen auf, lässt sich in der Versuchsreihe 2 und 3 eine Schwankung des Rohgasstaubgehaltes erkennen. Lediglich in der Versuchsreihe 1, siehe Abbildung 6.1, lässt sich eine Diskrepanz zwischen theoretischem Staubgehalt in der Anlage und Rohgasstaubgehalt erkennen. Diese Abweichung des Staubgehaltes von weniger als der Hälfte in der Versuchsanlage im Vergleich zum Rohgas kann durch zwei Phänomene erklärt werden. Zum einen kam es bei der Versuchsreihe 1 zu einem Falschlufteintritt in die Versuchsanlage, zum anderen wurde das Gas orthogonal zur Strömungsrichtung abgezogen.

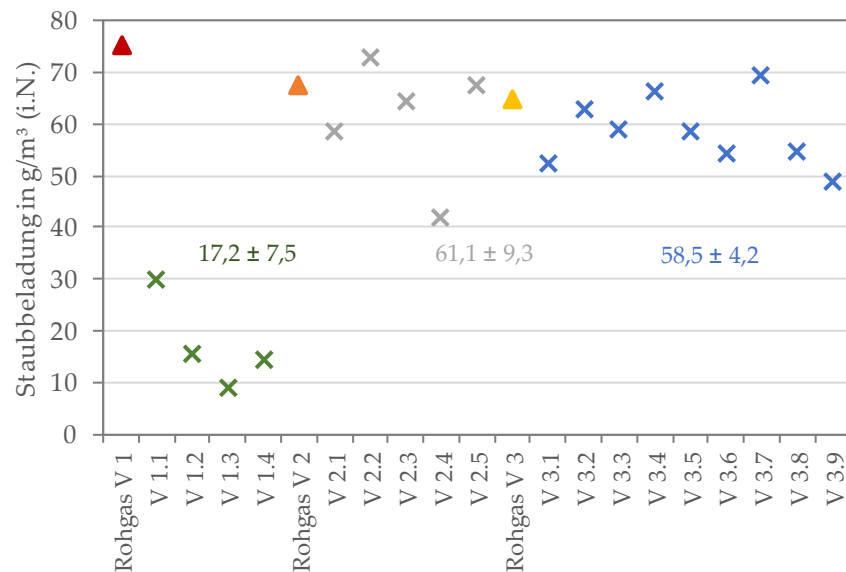


Abbildung 6.1: Staubbelastung im Rohgas und theoretische Staubbelastung in dem abgezogenen Gas in den Versuchen. Die theoretische Staubbelastung berechnet sich aus der abgeschiedenen Staubmasse in der Versuchsanlage und des Durchströmungsvolumens.

Der Falschlufteintritt wird mithilfe einer Sauerstoffmessung im Abgas der Versuchsanlage detektiert und durch eine Mischungsrechnung (Tabelle 16.3 im Anhang) in die Auswertung einbezogen. In Versuch 1.4 ist der Falschlufteintritt bereits durch das Anbringen eines Abzugsrohres innerhalb der Rohgasleitung auf ein Minimum reduziert, sodass dieser Versuch als Referenz für die Temperatur und Druckverläufe dienen kann.

Der orthogonale Gasabzug wird in den Versuchsreihen 2 und 3 durch einen um 90° abgewinkelten Abzug ersetzt. Der verbesserte Staubabzug lässt sich neben den abgeschiedenen Staubmengenströmen auch an der Korngrößenverteilung des Staubes in Abbildung 6.2 erkennen. Die Korngrößenverteilungen des Staubes aus dem Filter und der Schüttung aus Versuch 1.4 sind weiter in den Feinbereich verlagert. Verglichen damit sind die Korngrößenverteilungen aus Schüttung und Filter der Versuche 2.1 und 3.1 ähnlich der Korngrößenverteilung aus dem Rohgas. Das lässt darauf schließen, dass ein Teil der Staubfracht aus dem Rohgas bei der orthogonalen Probenahme nicht

abgezogen wird. Aufgrund der verbesserten Versuchsdurchführung werden im Folgenden hauptsächlich die Versuchsreihen 2 und 3 betrachtet.

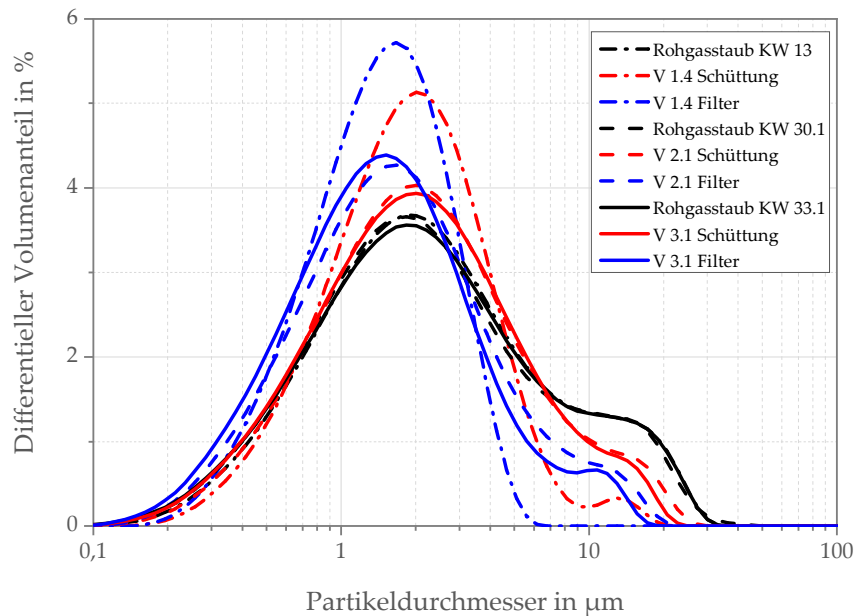


Abbildung 6.2: Differentielle Korngrößenverteilungen von Rohgasstaub (schwarz), abgeschiedenem Staub in der Schüttung (rot) und dem Filter (blau) aus den Versuchen 1.4 (Strich-Punkt), 2.1 (Strich-Strich) und 3.1 (Kompakt).

Aus den Versuchsaufzeichnungen, und für Versuchsreihe 1 mithilfe der Mischungsrechnung, lassen sich die Verläufe von Temperatur und Druckverlust in der Versuchsanlage beschreiben. Aufgrund des Falschlusteintrittes erreicht die Temperatur der Schüttung in Versuch 1.4 nach 1 h nur rund 200 °C, vergleiche Abbildung 6.3.

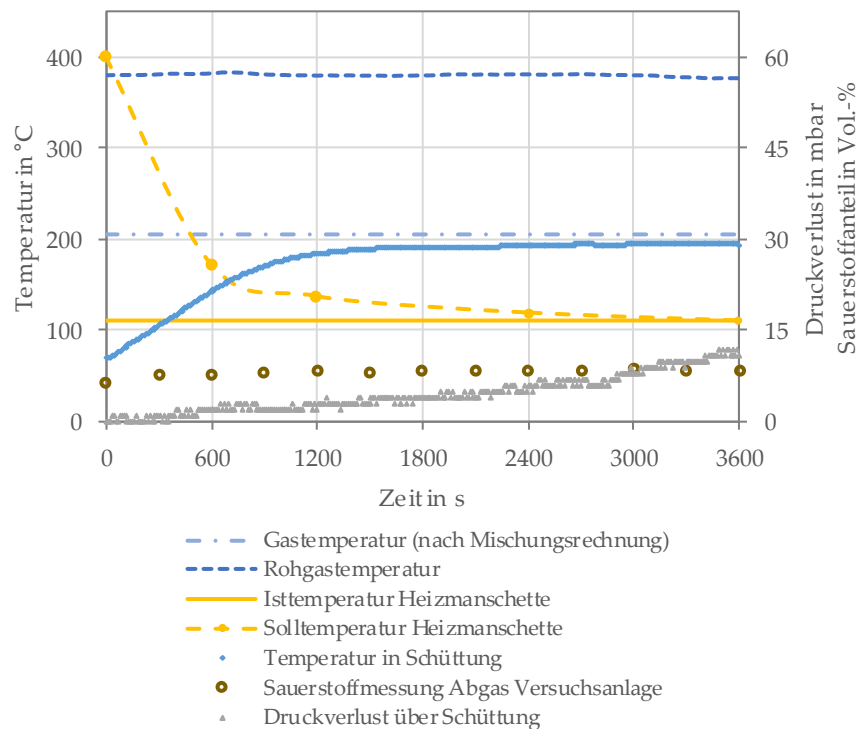


Abbildung 6.3: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 1.4 als Referenzversuch in Versuchsreihe 1 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m³/h abgezogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer).

In den Versuchsreihen 2 und 3 mit optimierter Versuchsanlage konnte eine Schüttungstemperatur von 250 °C nach 1 h erreicht werden. Neben der Temperaturaufzeichnung in der Schüttung wurde eine zusätzliche Messstelle hinter der Schüttung installiert, sodass die Gastemperatur nach der Schüttung bestimmt werden kann.

Nach 1 h liegt die Gastemperatur nach der Schüttung in den betrachteten Versuchen zwischen 75 und 105 °C. Es ist also davon auszugehen, dass ein erheblicher Teil der Energie an die Klinkergranalien und den Stahlmantel der Versuchsanlage übergeht (Abbildung 6.4 und Abbildung 6.5).

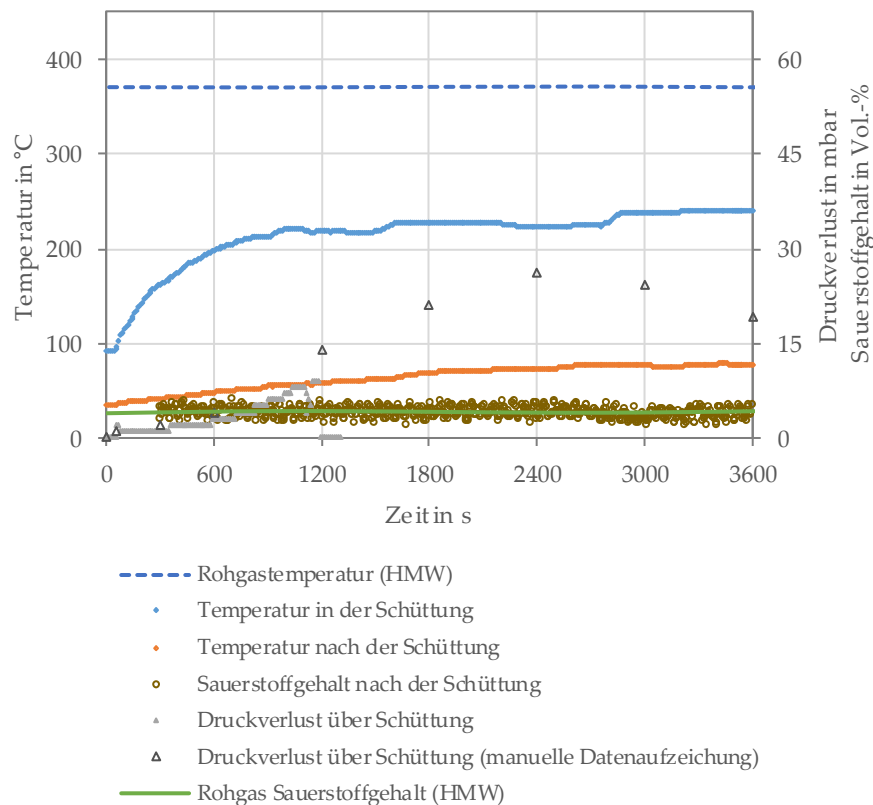


Abbildung 6.4: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 2.1 als Referenzversuch in Versuchsreihe 2 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m³/h abgezogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer).

Die Verläufe der Temperatur sind in den beiden Versuchen analog, womit die Vergleichbarkeit der Energieübergänge in den einzelnen Versuchen gegeben ist. In Abbildung 6.5, Versuch 3.1 als Referenz aus Versuchsreihe 3, endet die Gastemperatur nach der Schüttung bei einem um 30 °C höheren Endwert als in Versuch 2.1, Referenz aus Versuchsreihe 2, in Abbildung 6.4. Dies ist durch die ebenfalls höhere Rohgastemperatur zum Versuchszeitpunkt zu erklären. Die Änderungen in der Produktionsanlage sind somit erwartungsgemäß auch in der Versuchsanlage wiederzufinden. In beiden Versuchen lässt sich zudem erkennen, dass der Sauerstoffgehalt nach der Schüttung um den Sauerstoffgehalt im Rohgas schwankt, weitere Falschlufteintritte werden somit ausgeschlossen.

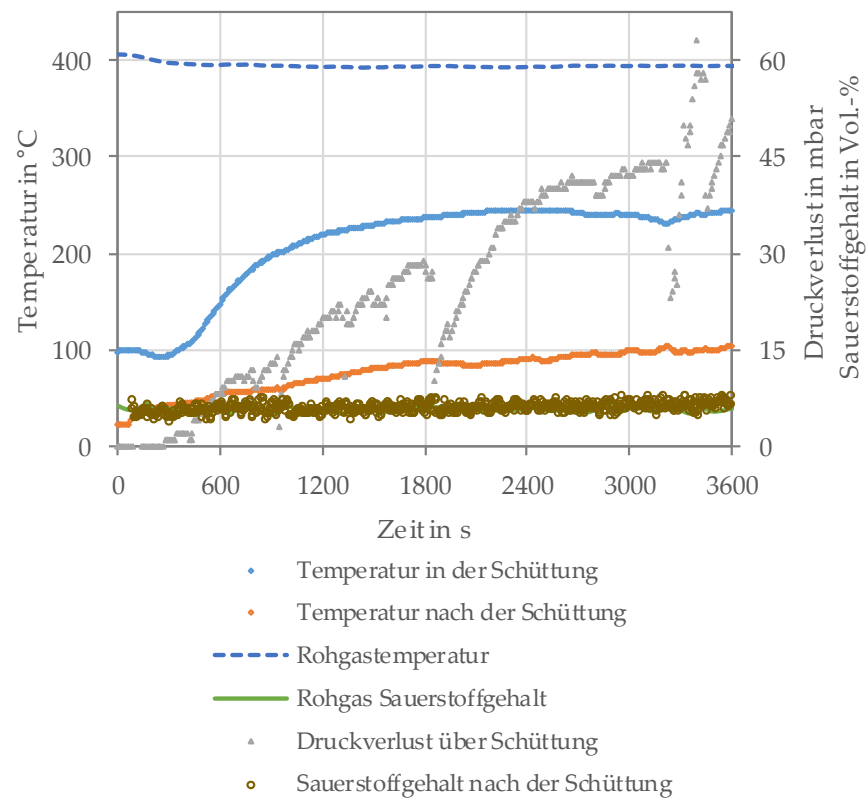


Abbildung 6.5: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 3.1 als Referenzversuch für Versuchsreihe 3 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m³/h abzogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer).

Die Druckverlustverläufe der beiden Versuche weichen leicht voneinander ab, allerdings musste in Versuch 2.1 auf manuelle Aufzeichnungen zurückgegriffen werden, da das Messgerät einen Fehler bei der Aufzeichnung hatte. Die Tendenz zu einem steigenden Druckverlust mit der Zeit und somit der ansteigenden Staubbeladung in der Schüttung ist aber zu erkennen. Eine detaillierte Auswertung des Druckverlustes erfolgt in Abschnitt 6.3.

6.1 Massenbilanzen

Die Abscheidung von Staub in der Schüttung und den weiteren Versuchsanlagenteilen ist von den verschiedenen Versuchsparametern abhängig, wie bereits in den Ergebnissen der Laborversuche in Abschnitt 5.2.1 gezeigt. Die Massenbilanzen (Tabelle 16.3 bis Tabelle 16.5) der einzelnen Werksversuche bilden zusammen mit den beschriebenen Datenaufzeichnungen die Grundlage für die Auswertung der Einzelparameterstudie. Auch an der Massenbilanz lässt sich der Erfolg der Optimierung der Versuchsanlage verdeutlichen. In Abbildung 6.6 sind die Gesamtbilanzen der Einzelversuche dargestellt und werden mit den gemessenen mittleren Rohgasstaubströmen verglichen. Liegt der abgezogene Staubstrom in Versuchsreihe 1 noch weit unter dem Mittel des Rohgasstaubstroms, so ist in den Versuchen 2 und 3 eine Schwankung um den mittleren Rohgasstaubstrom zu erkennen. Ein Vergleich der unterschiedlichen Einflussgrößen auf die Abscheidung in der Schüttung folgt in Abschnitt 6.3.

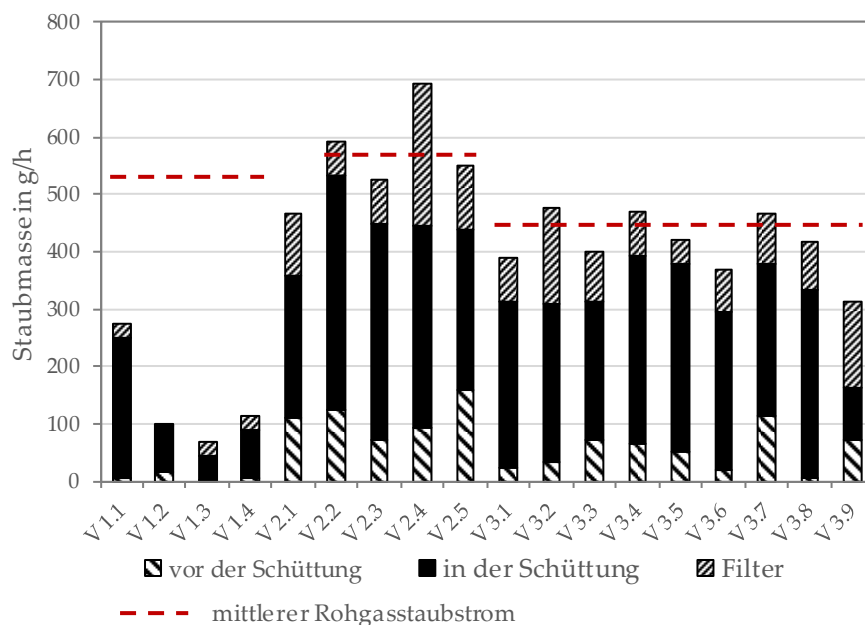


Abbildung 6.6: Ergebnisse der Staubverteilung der verschiedenen Werksversuche.

6.2 Partikelgrößenabhängigkeit der Abscheidung

Anhand der Korngrößenverteilung lässt sich das Abscheideverhalten in der Versuchsanlage charakterisieren. In Abbildung 6.7 ist der Verlauf der differentiellen Korngrößenverteilung über die Partikelgröße für die verschiedenen Proben aus den Anlagenabschnitten „vor der Schüttung“, „Schüttung“ und „Filter“ zu sehen. Die Korngrößenverteilungen der Proben ähneln sich vom Verlauf stark und das Maximum liegt bei allen Proben um $2\text{ }\mu\text{m}$ zwischen 5 und 6 Vol.-%. Somit ist davon auszugehen, dass alle Korngrößenbereiche in der Versuchsanlage überwiegend in gleichem Maße abgeschieden werden können. Lediglich die im Rohgasstaub vorhandenen Anteile größer $8\text{ }\mu\text{m}$ können in der Versuchsanlage nicht gefunden werden. In Abbildung 6.8 sind die Massenanteile der Staubproben einbezogen, da die Massenanteile zum Vergleich der tatsächlich abgeschiedenen Staubpartikel mit dem Rohgasstaub relevant sind.

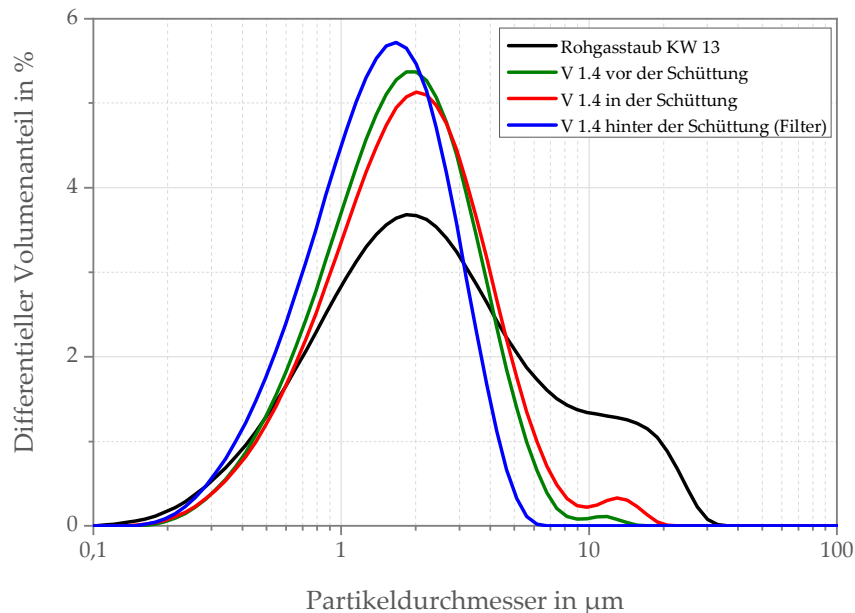


Abbildung 6.7: Differentielle Korngrößenverteilung der Staubproben aus Werksversuch 1.4.

Zwischen der Summe der in der Anlage vorgefundenen Staubmengen in Versuch 1.4 (Referenzversuch Reihe 1) und der aus der

Rohgaskorngrößenverteilung berechneten theoretischen abgezogenen Verteilung (vergleiche Abbildung 6.8, gestrichelt) lässt sich allerdings eine Differenz erkennen. Dies spiegelt das Ergebnis wider, dass nicht die gesamte Staubmenge abgezogen werden konnte. Da die gewichtete Summe und der gewichtete Rohgasstaub nicht vollkommen übereinstimmen, lässt sich bestätigen, dass die Partikel größer $8\text{ }\mu\text{m}$ nicht über den orthogonalen Abzug abgezogen werden können.

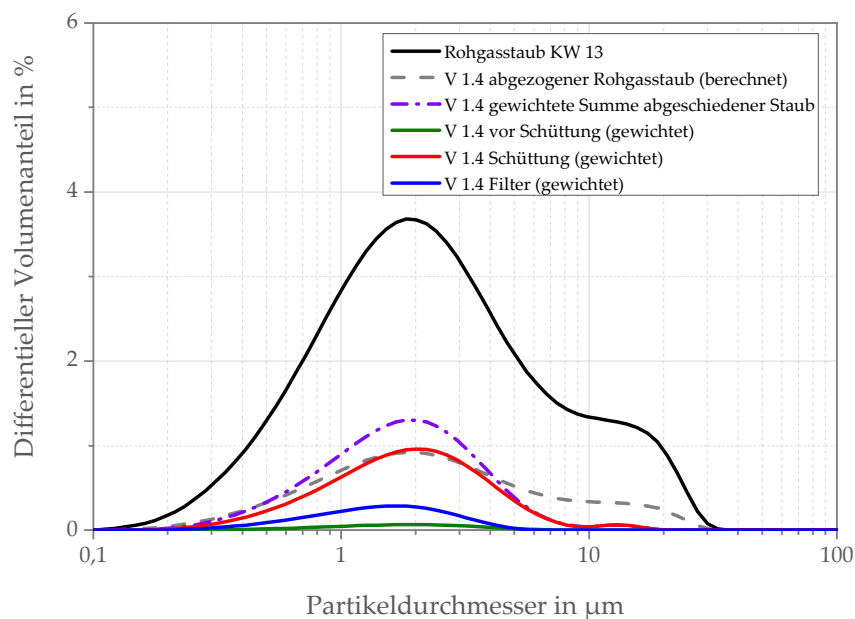


Abbildung 6.8: Unter Einbezug der Massenverhältnisse gewichtete Korngrößenverteilungen der Proben aus dem Werksversuch 1.4.

Der Staubabzug in die Versuchsanlage erfolgt in Versuch 3.1 (Referenzversuch Reihe 3) in Strömungsrichtung und mit angepasstem Querschnitt. Hieraus resultiert ein nahezu vollständiger Abzug der Staubfraktion aus dem Rohgas, wobei auch hier ein Teil der Staubfraktion größer $8\text{ }\mu\text{m}$ nicht in den Proben gefunden werden kann. Dies wird durch die Differenz zwischen der Summe des abgeschiedenen Staubes und der Rohgasstaubprobe KW 33.2 in Abbildung 6.9 deutlich. Es wird ein kleiner Teil der Korngrößenverteilung (ca. 25 bis $35\text{ }\mu\text{m}$) nicht in der Versuchsanlage gefunden.

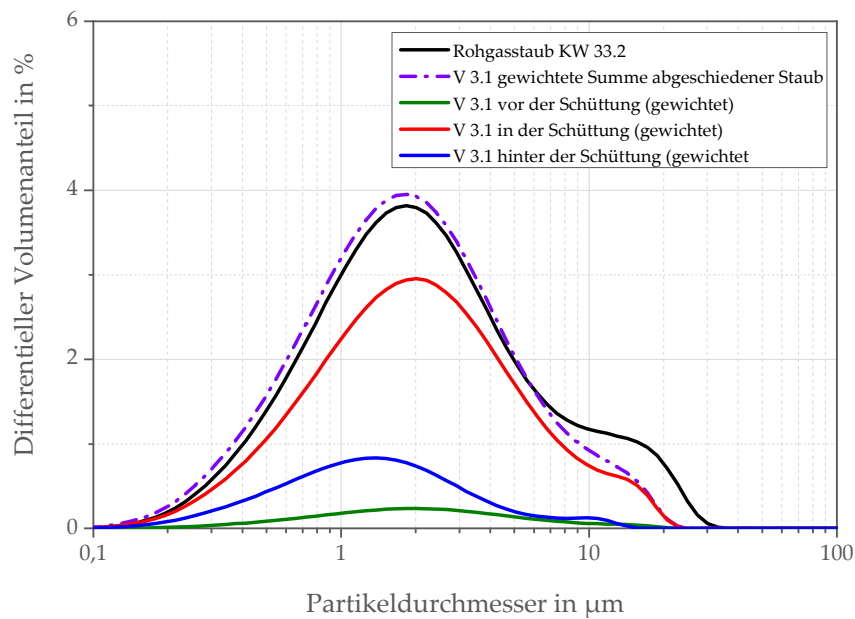


Abbildung 6.9: Unter Einbezug der Massenverhältnisse gewichtete Korngrößenverteilungen der Proben aus dem Werksversuch 3.1.

6.3 Einzelparameterstudie zu den Einflussgrößen der Abscheidung

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der Staubabscheidung der Werksversuche im Schüttschichtfilter mit unterschiedlichen Beaufschlagungsdauern, Gasgeschwindigkeiten und Klinkergranalienfraktionen, sowie Schüttlängen verglichen, siehe Tabelle 4.4.

Der Einsatz der unterschiedlichen Klinkergranalienfraktionen, 4 - 8 mm und 8 - 11,2 mm, hat keinen signifikanten Einfluss auf den Abscheidegrad des Schüttschichtfilters (vor und in der Schüttung), wie in Abbildung 6.10 zu sehen ist. Hingegen ist zu erkennen, dass die in der Schüttung vorzufindende Staubbeladung bei der 8 - 11,2 mm Klinkergranalienfraktion um 6 g/m^3 (i.N., tr.) höher ist. Dies ist auf die höhere Randgängigkeit aufgrund des kleineren Verhältnisses von Schüttungsdurchmesser zu Granaliendurchmesser zurückzuführen, 4 - 8 mm: 16,6 cm/cm und 8 - 11,2 mm: 10,4 cm/cm.

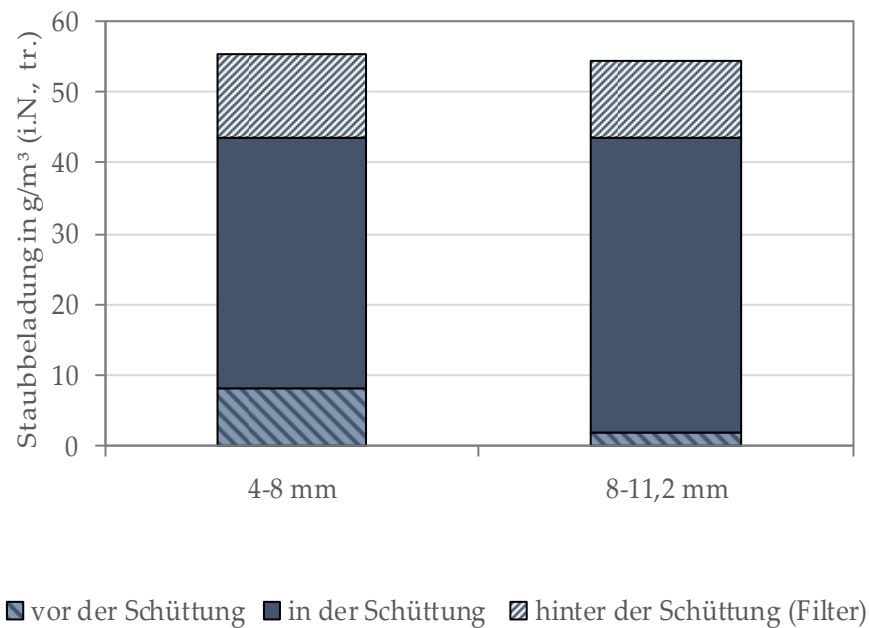


Abbildung 6.10: Einfluss der Klinkerfraktion auf die Staubbelastung in der Versuchsanlage im Werksversuch.

In einem Versuch wird der Einfluss der Änderung der Durchströmungsgeschwindigkeit getestet. Die Abhängigkeit der Abscheidung in der Schüttung ist in Abbildung 6.11 zu sehen. Eine Erhöhung der Gasgeschwindigkeit um 50 % bewirkt bereits eine Halbierung der Abscheideleistung. Dies gilt sowohl für die Betrachtung der Schüttung und dem Bereich vor der Schüttung als auch für die Schüttung an sich. Allerdings ist auch zu erkennen, dass in der Massenbilanz für den Versuch mit 14,4 m³/h eine Differenz zur Staubbmessung im Rohgas vorliegt. Da der Filter nach dem Versuch intakt ist, kann davon ausgegangen werden, dass der Staub nicht durch die Versuchsanlage abgezogen wird. Möglicherweise wurde der Staub aufgrund der Gasgeschwindigkeit im Bereich der 90° Abwicklung des Abzugrohres abgeschieden. Dies lässt sich nicht prüfen, da der Staub aufgrund des Unterdrucks in der Zementklinkerproduktionsanlage nach Verschließen des Kugelhahns wieder in die Rohgasleitung gezogen würde.

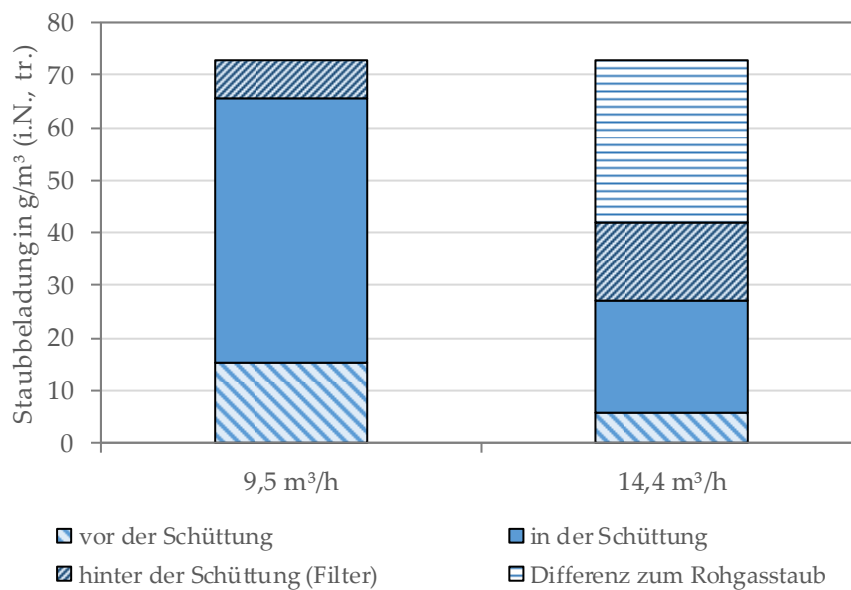


Abbildung 6.11: Einfluss der Gasgeschwindigkeit auf die Abscheidung in der Granalienschüttung (20 cm Schüttungslänge, 4 - 8 mm Granaliendurchmesser und 1/2 h Versuchsdauer) (V 2.2 und V 2.4).

Des Weiteren wird der Einfluss der Versuchsdauer untersucht, um die Filtrationswirkung der Schüttung mit der Belegung zu überprüfen. In Abbildung 6.12 lässt sich ein Maximum der Abscheidung in der Schüttung (einfarbig grün) bei 0,5 h erkennen. Bei längerer Beaufschlagung sinkt die Abscheideleistung in der Schüttung ab und nach einer Zeit von 1 h findet die weitere Abscheidung primär vor der Schüttung (grün schraffiert) statt, da die ersten Schichten als Barriere dienen. Dies lässt vermuten, dass zunächst alle Lücken gleichmäßig mit Staub beladen werden. Nach einer gewissen Füllung kommt es zu Durchbrüchen, z.B. aufgrund des ansteigenden Druckverlustes. Die Durchbrüche lassen sich anhand der Aufzeichnung des Druckverlustes über die Schüttung gut erkennen. In Abbildung 6.13 sind die Verläufe des Druckverlustes über die Zeit der Versuche mit 15, 30, 60 und 90 min Dauer aufgetragen. Es ist klar zu erkennen, dass der Verlauf vergleichbar ist und auch die zyklischen Druckverlustabfälle in allen vier Versuchen im gleichen Rhythmus auftreten.

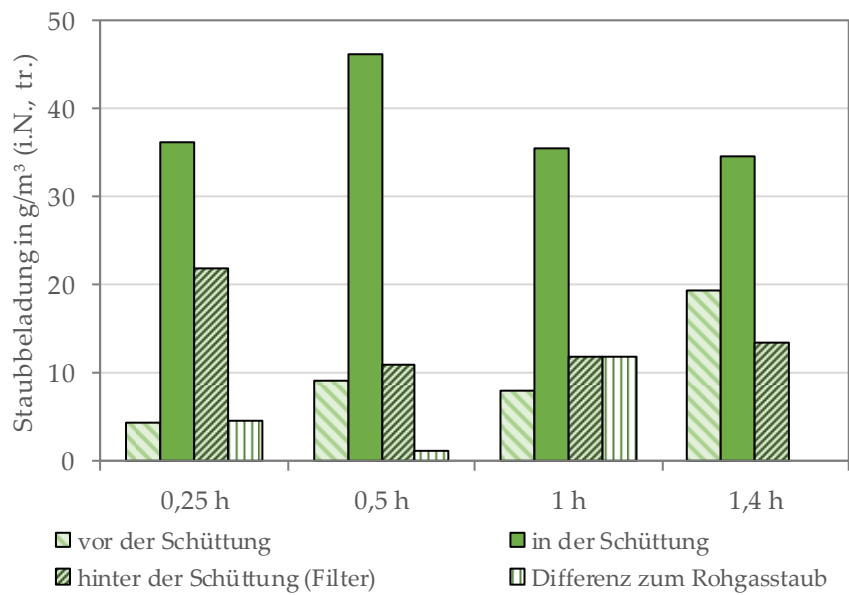


Abbildung 6.12: Einfluss der Abscheidedauer auf die Staubverteilung im Werksversuch.

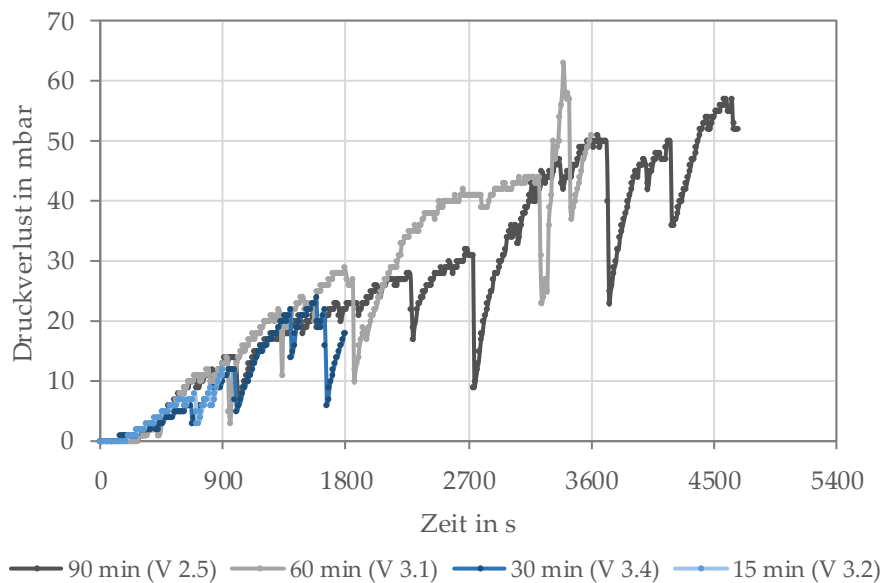


Abbildung 6.13: Verlauf des Druckverlustes über die Schüttung über die Versuchsdauer. Vergleich der Versuche 3.2, 3.4, 3.1 und 2.4 bei gleicher Schüttlänge von 20 cm und gleicher Granalienfraktion von 4 - 8 mm sowie einem Volumenstrom von $10 \text{ m}^3/\text{h}$.

Um die Verteilung des Staubes über die Schüttlänge klassifizieren zu können, sind in Abbildung 6.14 die Anteile der trennbaren Schüttung aufgetragen. Hier lässt sich der Zusammenhang zwischen Schüttlänge und Abscheideleistung

klar erkennen. Zur besseren Vergleichbarkeit sind die Schüttlängen von 10, 20 und 30 cm mit Hilfe von gestrichelten grauen Linien markiert. In Summe bewirkt eine längere Schüttung eine höhere Staubabscheidung, allerdings wird der Anteil pro Schüttlänge mit der Länge geringer. So kann man erkennen, dass in der 10 cm-Schüttung mehr Staubmasse zu finden ist als in dem hinteren Bereich der geteilten 10 + 10 cm-Schüttung.

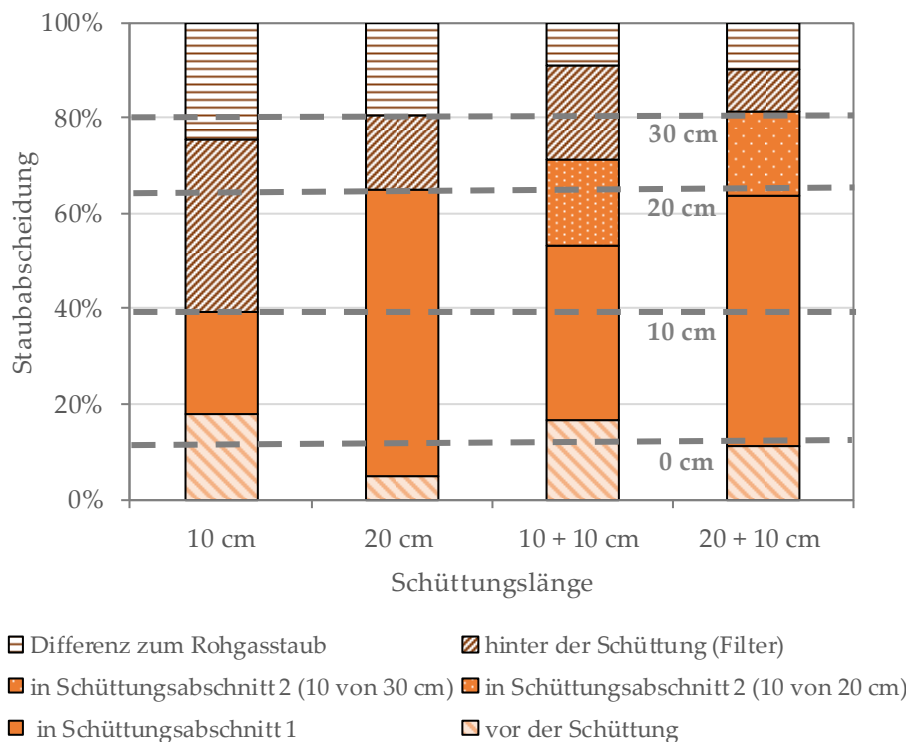


Abbildung 6.14 Vergleich der unterschiedlichen Schüttlängen und geteilten Schüttungen V 3.1, V 3.3, V 3.5, V 3.9 (4 - 8 mm Granaliendurchmesser, 1 h Versuchsdauer, Gasvolumenstrom 8 - 9 m³/h).

In Summe ist die abgeschiedene Menge in der geteilten Schüttung mit der durchgehenden 20 cm-Schüttung vergleichbar. Dies ist auch an den Korngrößenverteilungen 2 mal 10 cm (Abbildung 6.16, rot gestrichelt) und 20 cm (Abbildung 6.17, rot kompakt) wiederzufinden. Die Wahrscheinlichkeit der Abscheidung ist bei der gegebenen Korngrößenverteilung nicht abhängig von der Korngröße, da bei den geteilten Schüttungen 3.3 und 3.5 im vorderen und hinteren Teil die gleichen Korngrößenverteilungen auftreten, vergleiche Abbildung 6.15. Daraus lässt sich schließen, dass die

Abscheidewahrscheinlichkeit über die Länge in diesem Fall innerhalb der vorliegenden Korngrößenverteilung nicht sensitiv auf bestimmte Korngrößen ist.

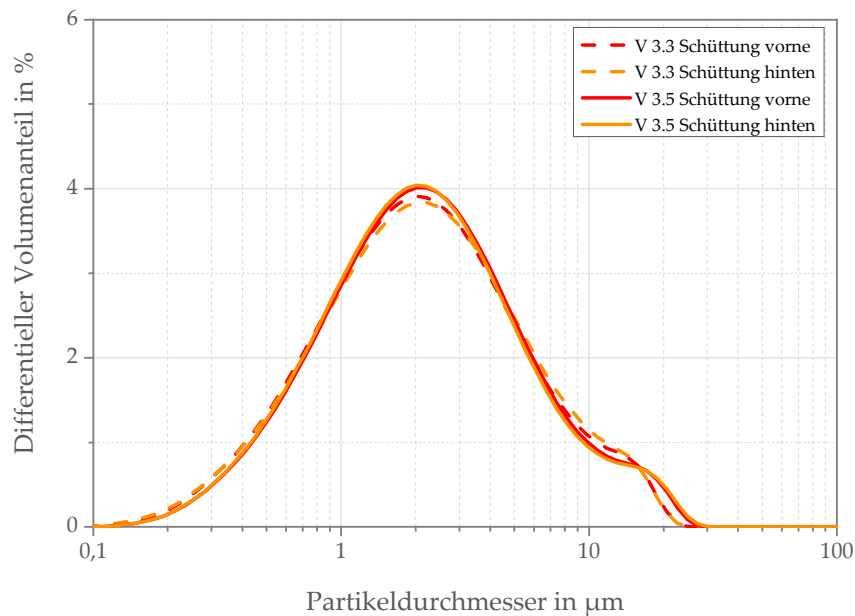


Abbildung 6.15: Differentielle Korngrößenverteilung der geteilten Schüttungen. V 3.3 geteilt in zwei 10 cm Abschnitte. V 3.5 geteilt in 20 cm vorne und 10 cm hinten.

Der Fortschritt der Abscheidung des Staubes über die Schüttlänge lässt sich auch über die gewichtete differentielle Korngrößenverteilung des Staubes aus den einzelnen Abschnitten darstellen. Im Vergleich von Abbildung 6.16 und Abbildung 6.17 ist anschaulich zu erkennen, dass in Versuch 3.3 bei insgesamt 20 cm Schüttung ein höherer Anteil des Staubes im Filter abgeschieden wird und somit als Durchgang durch die Schüttung bewertet werden kann. Bei der Verlängerung der Schüttung wird ein Teil dieses Staubes dann im hinteren Schüttteil abgeschieden (Abbildung 6.17, gelb). Somit ist davon auszugehen, dass für die verwendeten Versuchsparameter eine Schüttlänge vom mindestens 30 cm zur vollständigen Abscheidung von Rohgasstaub benötigt wird.

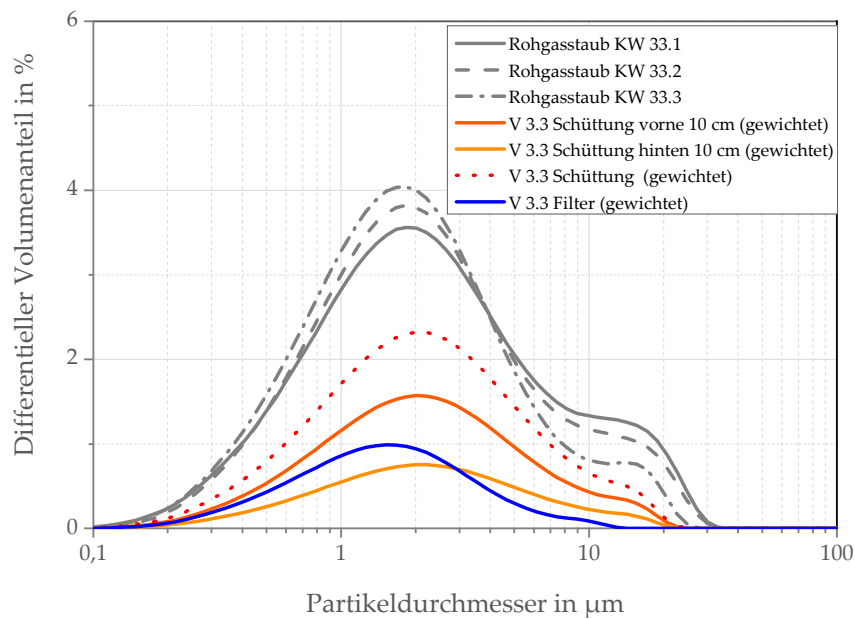


Abbildung 6.16: Gewichtete differentielle Korngrößenverteilung aus Versuch 3.3 (geteilte Schüttung 10 cm vorne und 10 cm hinten).

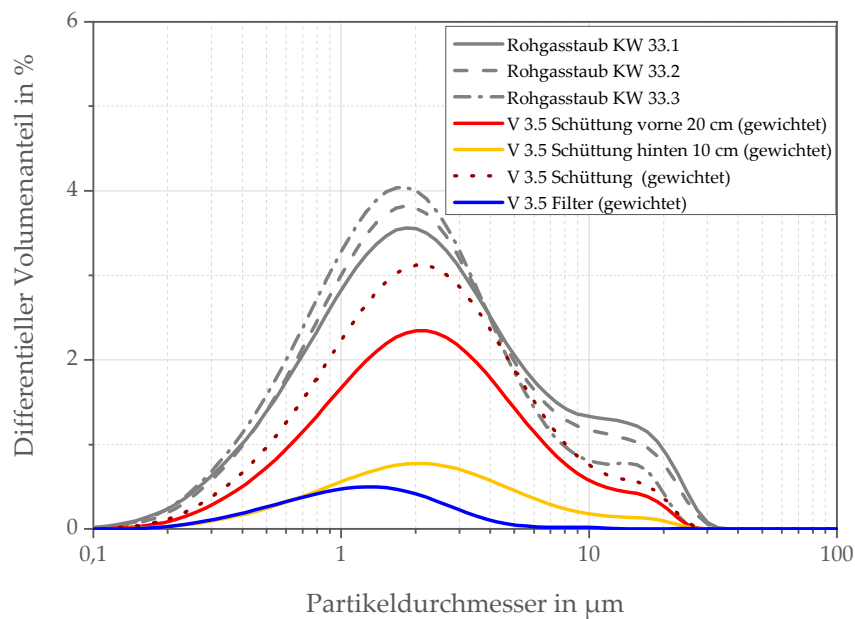


Abbildung 6.17: Gewichtete differentielle Korngrößenverteilung aus Versuch 3.5 (geteilte Schüttung 20 cm vorne und 10 cm hinten).

6.3.1 Abscheidung mit frischen und bereits belegten Klinkergranalien

Zur Untersuchung des Abscheideverhaltens von belegtem und unbelegtem Kollektormaterial wurde eine Versuchsreihe (V2.1 - 2.3, siehe Tabelle 6.2)

durchgeführt, in der bereits verwendete und gereinigte Klinkergranalien erneut eingesetzt werden.

Tabelle 6.2: Versuchseinstellungen und Ergebnisse der Massenbilanz der Versuchsreihe V2.1 - 2.3 zur Bestimmung des Einflusses der Belegung von Kollektormaterial (Bezugsgröße Staubgehalt von V 2.2 & V 2.3).

	1 h, frisches Material	½ h, frisches Material	erneut ½ h, verwendetes Material	Zusammen- fassung der ½ h Versuche
Versuch	V 2.1	V 2.2	V 2.3	V 2.2 & V 2.3
Schüttlänge	20	20	20	20
Granaliengröße in mm	4 - 8	4 - 8	4 - 8	4 - 8
Volumenstrom in m³/h	9,4	9,5	9,5	9,5
Gesamtstaub aus Bilanzraum in g	467	297	263	559
Theoretischer Lückengrad	0,230	0,260	0,270	0,265
Staubbeladung in g/m³ (i.N.)	70	69	69	69
Staubgehalt in der Schüttung in %	45	36	34	70
Abreinigungs- grad der Granalien in % (bez. auf Staub in der Schüttung)	31	28	29	57

Die Klinkergranalien werden zunächst für 30 min mit staubhaltigem Rohgas beaufschlagt, anschließend wird der Staub durch Sieben abgetrennt und die gereinigten Klinkergranalien werden erneut in die Versuchsanlage eingefüllt.

Auf Basis der Ergebnisse ist zu erkennen, dass sich die abgeschiedene Staubmenge bei der zwischenzeitigen Reinigung erhöht. In Abbildung 6.18 ist zu sehen, dass die Abscheideleistung von 1 h bereits nach $\frac{1}{2}$ h nahezu erreicht ist. Die Abreinigung der Schüttung nach $\frac{1}{2}$ h bewirkt insgesamt eine Erhöhung der Abscheideleistung um rund 50 %, bezogen auf die Abscheidung in der Schüttung.

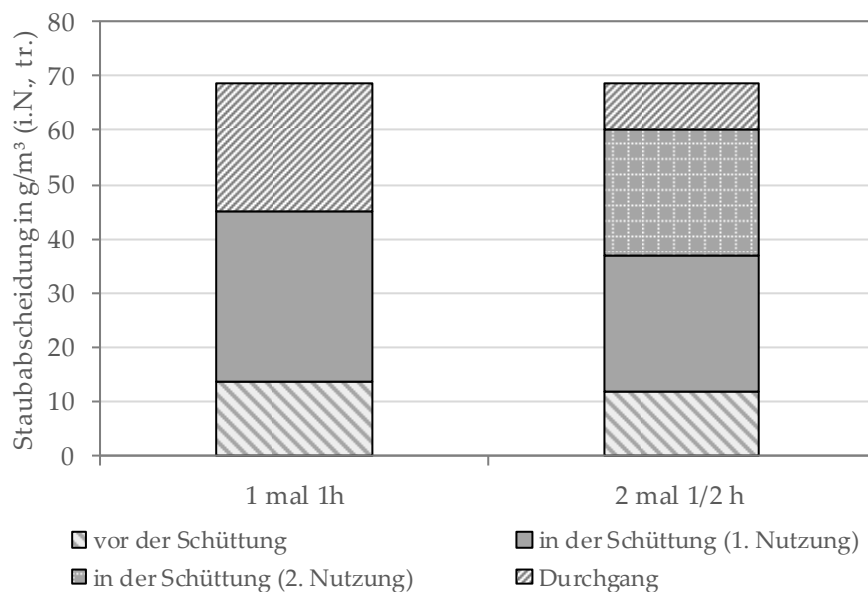


Abbildung 6.18: Vergleich der Verwendung von frischem und bereits belegtem Kollektormaterial bezogen auf die Gesamtabscheidemassen im Versuch mit Wiederverwendung.

Die Verbesserung der Abscheidung durch zwischenzeitige Abreinigung entspricht den oben beschriebenen Versuchsergebnissen zur Beanspruchungsdauer mit einem Maximum der Staubabscheidung bei $\frac{1}{2}$ h Beaufschlagungsdauer, vergleiche Abbildung 6.12.

6.3.2 Abreinigung und Wachstum der Klinkergranalien

Beim Vergleich der Abreinigung der Klinkergranalien mittels Siebung, siehe Abschnitt 4.8, aus den unterschiedlichen Versuchsmodi ist ein geringer Einfluss der Anströmgeschwindigkeit (Abbildung 6.19, blau) und der Versuchsdauer (grün) zu erkennen. Ab einem gewissen Verhältnis von Staub zu

Klinkergranalien ist eine höhere Abreinigung von Staub zu beobachten, zum Beispiel gibt es ein Minimum der Abreinigung bei 1 h Versuchsdauer, aber ein Maximum bei der 10 cm-Schüttung.

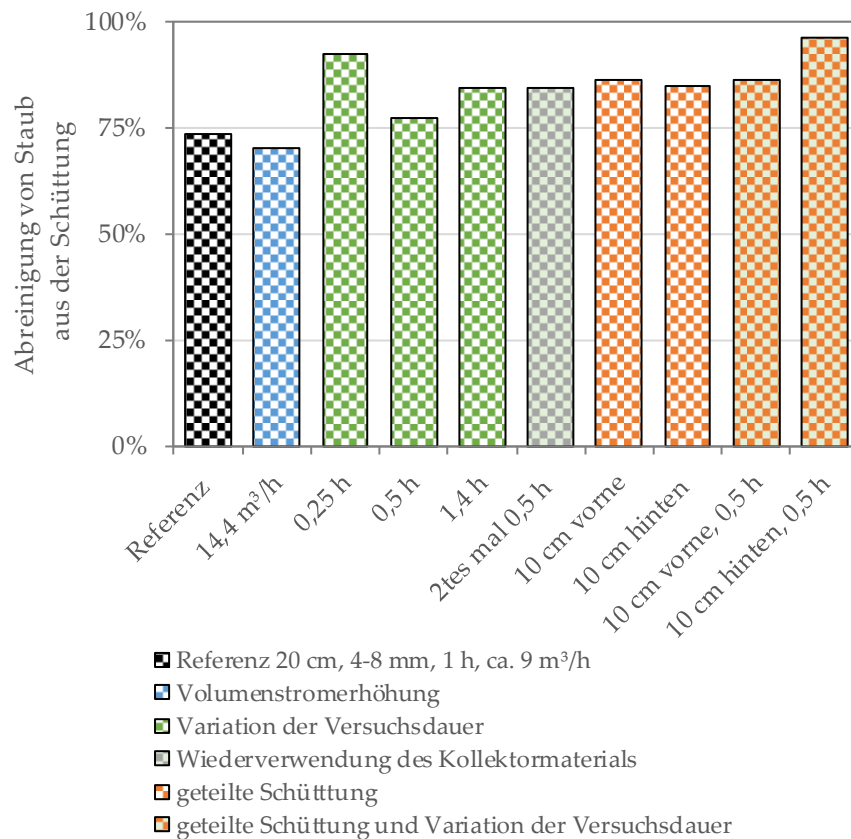


Abbildung 6.19: Vergleich des Abreinigungsanteils der verschiedenen Versuchskonfigurationen aus den Versuchen V 2.1 - 2.5, V 3.1 und V 3.3 - 3.4.

Vergleicht man diese Werte mit der Auftragung von Staub zu Klinkergranalien in Abbildung 6.20, so lässt sich erkennen, dass die Abreinigung besonders bei geringem Kontakt von Staub und Klinker erfolgreich verläuft. Dies trifft auf eine kurze Staubbelastung zu, da hier der Staub nicht durch weiteren auftreffenden Staub beeinflusst wird. Bei den 1 h Versuchen hingegen bilden sich mit dem Klinker fest verbundene Staubschichten, die sich nur schwer entfernen lassen. Ein noch längeres Abscheiden (siehe Abbildung 6.19 & Abbildung 6.20, 1,4h) bewirkt hingegen, dass diese Schichten so groß werden, dass sie leicht wieder abzutrennen sind. Dieses Phänomen ist auch aus

Ablagerungen an Filtern oder Gasleitungen aus dem Rohgasbereich der Klinkerbrennanlage bekannt.

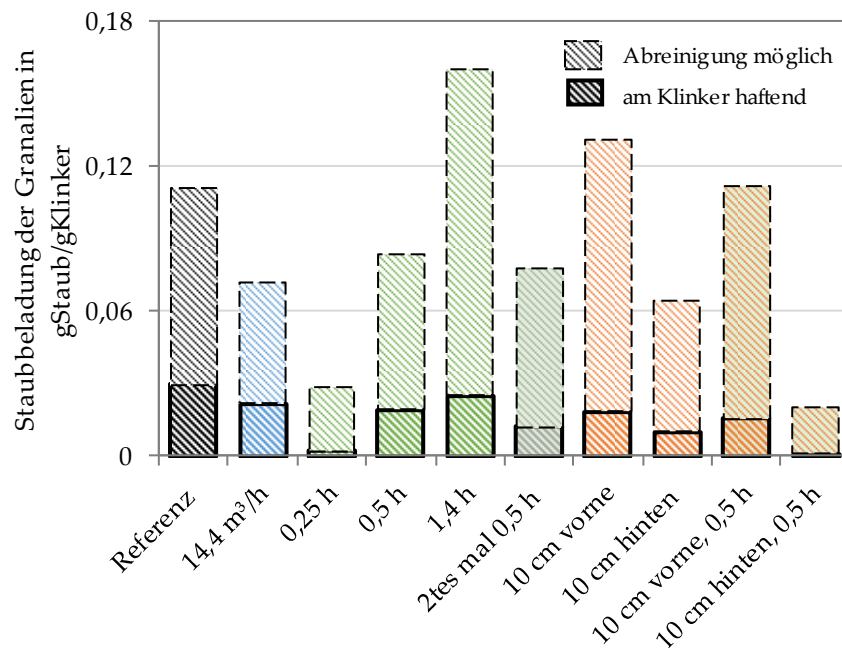


Abbildung 6.20: Darstellung der Abreinigung der Klinkergranalien als Verhältnis von Staub- zu Klinkermasse in der Schüttung. In der Abbildung werden der gut abreinigbare Teil (oben) und der nach mechanischer Beanspruchung am Klinker haftende Teil (unten) unterschieden. Referenz: 20 cm Schüttlänge, 4-8 mm Granalienfraktion, ca. 9 m³/h Volumenstrom und 1 h Versuchsdauer.

Mit dem ersten getesteten, manuellen Abreinigungsverfahren lassen sich, wie in Abbildung 6.21 zu erkennen, eine durchschnittliche Abtrennung von durchschnittlich 77 % des abgeschiedenen Staubes erreichen. Als am Klinker verbleibende Staubmasse, bezogen auf die Klinkermasse in der Schüttung, ergibt dies einen haftenden Anteil von $0,023 \pm 0,007$ gStaub/gKlinker. In der zweiten Abreinigungsstufe mit 200 rpm für 15 Minuten wird eine Abreinigung von weiteren 22 % des abgeschiedenen Staubes erreicht. In Summe ist somit eine 99 %-ige Abreinigung möglich. Es ist allerdings möglich, dass bei starker Beanspruchung, wie in Versuch 2.3 durch die mehrfache Verwendung der Klinkergranalien, bei der Abreinigung Klinkergranalien zerbröseln und mit dem Staub abgetrennt werden.

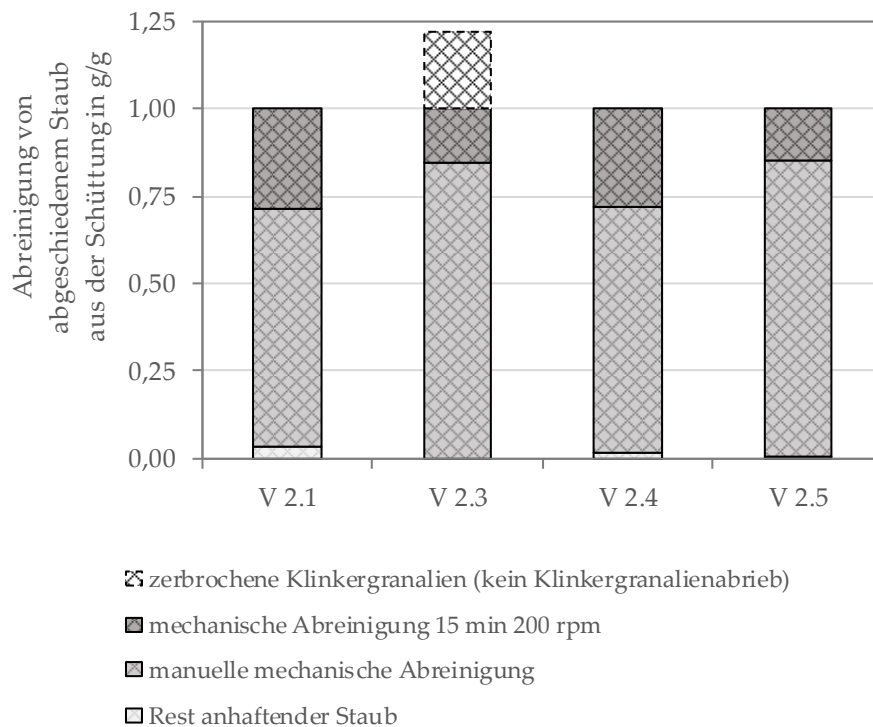


Abbildung 6.21: Vergleich der Abreinigung mit verschiedenen Verfahren.

6.4 Aufheizverhalten der Klinkergranalien

Anhand der Temperaturaufzeichnungen in und nach der Schüttung während der Werksversuche wird das Aufheizverhalten der Klinkergranalien abgeleitet. In den Werksversuchen nähern sich die Temperaturen in der Schüttung und die Gastemperatur nach der Schüttung immer einem Grenzwert an. Vergleicht man die Mittelwerte aller Messreihen zu ausgewählten Zeitpunkten, kann dieser durchschnittliche Verlauf (Abbildung 6.22) dargestellt werden. Es ist auch zu erkennen, dass die Temperatur nach der Schüttung einen größeren Schwankungsbereich hat. Dies ist den unterschiedlichen Umgebungsbedingungen und der fehlenden Isolierung der Versuchsanlage nach der Schüttung geschuldet. In den ersten 15 min kann man aufgrund des starken Anstiegs der Schüttungstemperatur um 115 °C davon ausgehen, dass die Schüttung durch den Gasstrom aufgeheizt wird, während der nahezu parallel verlaufende Temperaturunterschied zwischen Schüttung und Gas ab

15 min Versuchsdauer zu einem Teil auf die Verluste über die Wände der Versuchsanlage zurückzuführen ist. Die Verläufe der Temperaturen der Schüttung und des Gases nach der Schüttung sind aber auch bei unterschiedlichen Versuchsdauern qualitativ vergleichbar, vergleiche Abbildung 16.3 im Anhang. Hierbei ist zu beachten, dass die Klinkergranalienfraktion, die Schüttlänge und der Durchfluss im Vergleich annähernd gleich gehalten werden.

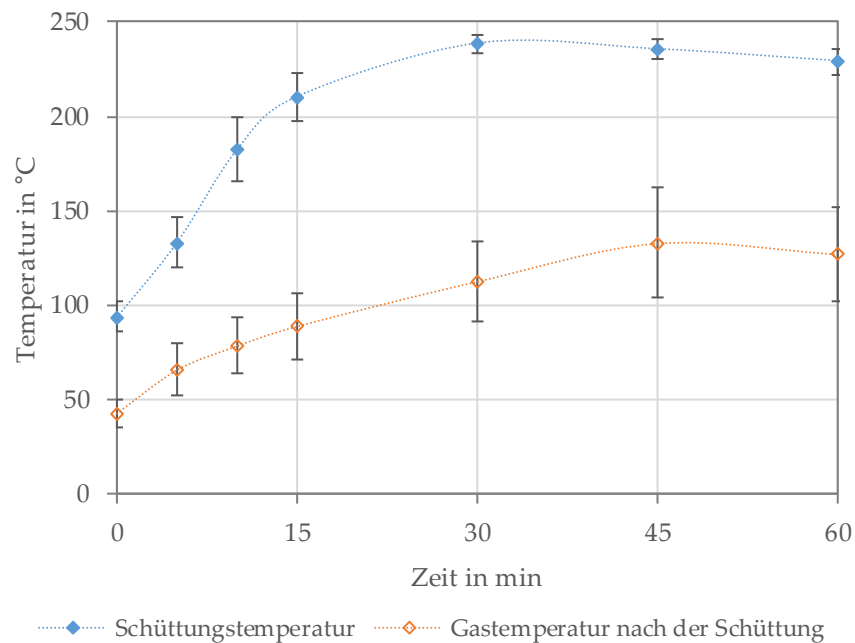


Abbildung 6.22: Mittelwerte der Temperaturaufzeichnungen zu verschiedenen Versuchszeitpunkten.

Ändert man beispielsweise den Volumenstrom und somit die Gasgeschwindigkeit, kann dies einen Einfluss auf die Gastemperatur nach der Schüttung haben, siehe Abbildung 16.4 im Anhang. Der Wärmeübergang zwischen Gas und Feststoff unterscheidet sich und die Klinkerschüttung wird schneller in einen energetischen Gleichgewichtszustand überführt, sodass der Wärmeübergang aus dem Gas abnimmt und die Gastemperatur nach der Schüttung ansteigt. Auch die Größe der Klinkergranalien hat einen Einfluss auf die Gastemperatur nach der Schüttung, siehe Abbildung 6.23. Die gröbere Klinkergranalienfraktion führt zu einer höheren Gastemperatur nach der

Schüttung, wobei die Temperaturverläufe in der Schüttung gleich verlaufen. Es lässt sich somit schließen, dass der Wärmeübergang an das Schüttgut identisch ist, das Gas aber mit weniger Turbulenz durch die Schüttung gelangt und in Summe weniger Energie an den Klinker und die Wand abgibt.

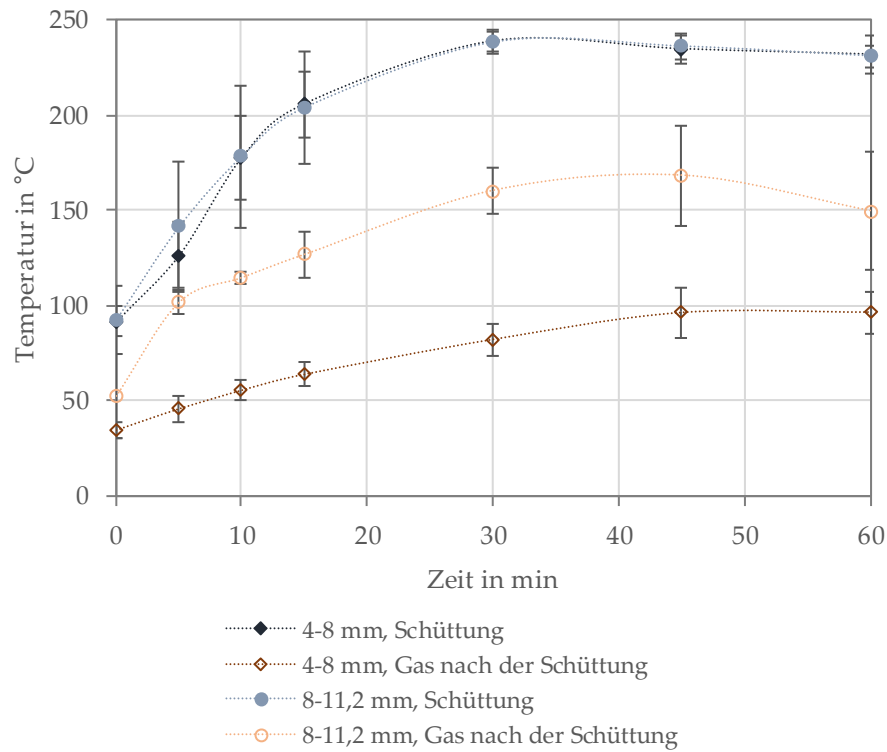


Abbildung 6.23: Gemittelte Temperaturverläufe in Abhängigkeit von der verwendeten Klinkergranalienfraktionen.

7 Modellerweiterung und -validierung

Zum Vergleich der Modellannahmen mit den Versuchsergebnissen wird das Modell mit einer stationären Kugelschüttung verwendet. Hierfür wird der Austausch der Klinkergranalien vernachlässigt. Zusätzlich ist zu beachten, dass die Geometrie- und Eingangsstromdaten dem Versuch entsprechend eingegeben werden können. Beispielhaft wird das Vorgehen anhand von Versuch 3.1 als Referenzversuch erklärt. Die Querschnittsfläche der Anströmung kann auf eine kreisförmige Fläche mit 0,1 m Durchmesser und die Länge der Schüttung von 0,2 m eingestellt werden.

Tabelle 7.1: Modelleingabewerte für Werksversuch 3.1.

Eingabe Variable	Wert
Rohgastemperatur in °C	377
Rohgassauerstoffanteil	0,05
Rohgaskohlenstoffdioxidanteil	0,3
Rohgaswasseranteil	0,09
Rohgasstaubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	0,052
Umgebungstemperatur in °C	19
Volumenstrom Anlage in m ³ (i.N., tr.)/s	0,0021
Granalienvorheiztemperatur in °C	97
Vorheiztemperatur hinter der Schüttung in °C	34
Einwaage Klinker in kg	2,43
Mittlerer Durchmesser Klinkergranalien in mm	6,0
Heiztemperatur in °C	100
Schüttlänge in m	0,2
Versuchsdauer in s	3600

Zudem wird der Lückengrad der Schüttung aus der Einwaage an Klinkergranalien und der Rohdichte von Klinker bestimmt. Die aus der

Mischungsrechnung bestimmte Gasmenge und der entsprechende Staubgehalt im abgezogenen Anteil werden als Ausgangsgrößen für das durchströmende Gas eingesetzt. Da das Modell mit einer monodispersen Kugelschüttung rechnet, wird entsprechend der mittlere Durchmesser der verwendeten Klinkergranalien eingesetzt. Für den beschriebenen Fall ergeben sich die Werte in Tabelle 7.1.

Tabelle 7.2: Versuchs- und Modellergebnisse zu Versuch 3.1.

Ausgabe Variable	Versuchs- ergebnisse 3.1	Modell
Gastemperatur in °C	104	216
Schüttungstemperatur in °C	245	256
Rest Staubbelaugung in g/m³ (i.N. tr)	10,05	8,48
Druckverlust in mbar	51	51
Abgeschiedene Staubmasse in g	313	324
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	23	19
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	210
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	95
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in g	81	84
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,22	0,22
Staub in der Schüttung in g	290	305

Um die Versuchsergebnisse (Spalte 2 in Tabelle 7.2) mit dem Modell (Spalte 3 in Tabelle 7.2) darstellen zu können, wurden sowohl die Parameter Tortuosität und maximale Filterbelegung angepasst als auch ein entsprechendes Druckverlustmodell ausgewählt und der Widerstandsbeiwert angepasst. Die Anpassungen und Ergebnisse werden in den folgenden Abschnitten beschrieben.

7.1 Die Tortuosität

Die Tortuosität stellt eine Größe dar, die besonders aus dem Bereich des Stofftransportes in porösen Systemen bekannt ist und beschreibt den effektiven Weg der Partikel durch eine Schicht aus porösem Material. Beispielsweise ist sie zur Beschreibung der effektiven Diffusion zu finden [KAS2012]. Die Tortuosität hat somit einen Einfluss auf die Diffusion, welche wiederum einen Einfluss auf die Auftreffwahrscheinlichkeit und die resultierende Staubabscheidung hat. So geht die Tortuosität τ zusammen mit dem Lückengrad ε und der Konstriktivität ς in den effektiven Gesamtabscheidegrad E_{eff} über die effektive Diffusion D_{eff} in Gleichung (83) ein [VAN1974]. Die Konstriktivität beschreibt den Porenwiderstand und somit das Verhältnis der Partikeldurchmesser zu dem Porendurchmesser.

$$D_{eff} = D \cdot \frac{\varepsilon \cdot \varsigma}{\tau} \quad (83)$$

7.2 Maximale Staubbelegung und Mitreißen von Staub

Im Versuch hat sich herausgestellt, dass es mit der Zeit immer wieder Einbrüche im Druckverlust gibt, siehe Abbildung 6.13. Es ist somit davon auszugehen, dass in regelmäßigen Abständen bereits abgeschiedener Staub neu in der Schüttung verteilt wird. Kombiniert mit der Erkenntnis aus dem Technikumsversuch zum Mitreißen von Staub aus einer beladenen Schüttung (Abschnitt 6.3), lässt sich für die Massenbilanz ein Korrekturterm entwickeln. In diesem Fall wird aus den Ergebnissen eine Korrelation abgeleitet, die das Mitreißen von bereits abgeschiedenem Staub in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit in der Schüttung beschreibt. So lässt sich der geschwindigkeitsabhängige Massenverlust der abgeschiedenen Staubmenge wie in Abbildung 7.1 beschreiben. Da der Einfluss des Kugeldurchmessers laut der Signifikanzanalyse aus Kapitel 5.3.1 zwar einen Einfluss hat, in der Durchführung im Werksversuch aber kein signifikanter Unterschied in den

Ergebnissen erkennbar ist, wird die Korrelation (Abbildung 7.1) aus einem Mittel der Ergebnisse der Versuche zum Mitreißen (Abschnitt 5.3) für 5 und 10 mm erstellt.

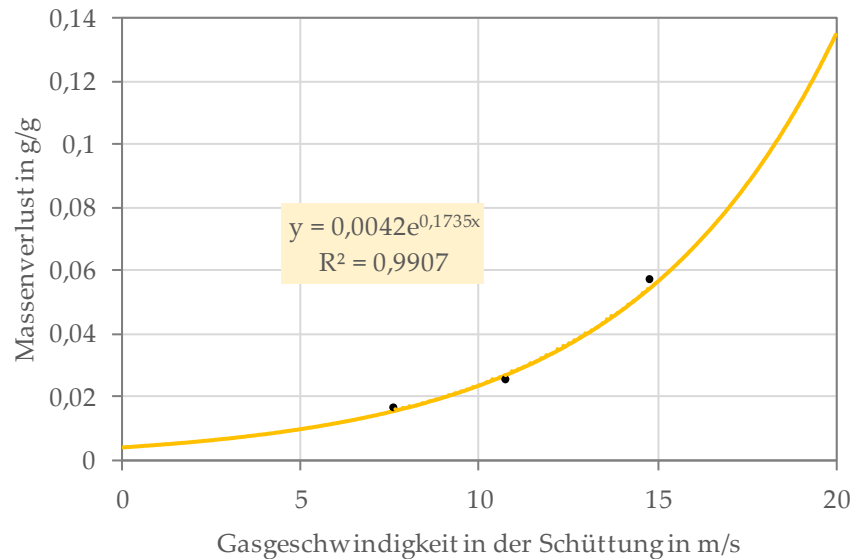


Abbildung 7.1: Beschreibung des Massenverlustes in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit.

Hierbei gilt allerdings zu beachten, dass die Korrelation beim Einsatz von Glaskugeln als Kollektor und Prozessstaub bei Raumtemperatur entstanden ist. Es kann davon ausgegangen werden, dass aufgrund der Rauigkeit der Granalienoberfläche im Vergleich zu den verwendeten Glaskugeln und der Haft Eigenschaften des Staubes in Anhängigkeit der Temperatur ein besseres Haftverhalten vorliegt als im Versuch. Aufgrund dessen wird der Haftkoeffizient, hervorgerufen durch die plastische Verformung, in Anlehnung an [HIL1981] eingeführt.

Neben dem Mitreißen hat auch die im Versuch beobachtete Oberflächenfiltration der Schüttung einen Einfluss auf die Staubverteilung in der Versuchsanlage. Es ist davon auszugehen, dass ab einer gewissen Füllung der ersten Klinkergranalenschichten der neu auftreffende Staub nicht mehr in die Schicht gelangt, sondern in den Leerraum vor der Schüttung zurückfällt. Diese Abhängigkeit des Abscheidegrades einer Kugelschüttung von der

Filterbelegung ist bereits in Abschnitt 3.6 beschrieben worden. Mithilfe eines Grenzwertes der Filterbelegung von 60 % der maximalen Filterbelegung (Gleichung (75)) kann für den Werksversuch die Abscheidung vor der Schüttung beschrieben werden. Für den Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe soll dieser Wert als Grenzwert für den Austausch der Schichten dienen. So wird der Verlust der Abscheideleistung vermieden, da wieder unbelegtes Material zur Verfügung steht.

Die Verteilung des Staubes in der Schüttung kann über den Vergleich der Versuche von ungeteilter und geteilter Schüttung mit den berechneten Verteilungen aus dem Modell analysiert werden. In Versuch 3.1 ergibt sich beispielsweise eine abgeschiedene Staubmenge von 290 g in der Schüttung. Im Modell lässt sich eine entsprechende Menge an abgeschiedenem Staub in der Schüttung von 305 g ermitteln. Die Verteilung über die Schüttlänge ist in Abbildung 7.2 dargestellt, die mit zunehmender Länge geringer werdende abgeschiedene Masse ist mit den Beobachtungen aus den Versuchen vergleichbar. So wird in Versuch 3.3, welcher bis auf die Teilung der Schüttung in zwei 10 cm-Abschnitte vergleichbar mit Versuch 3.1 ist, siehe Tabelle 4.4, eine Staubmassenverteilung von 67 % zu 33 % in den beiden Schüttungshälften durch Auswiegen bestimmt. Im Modell zu Versuch 3.1 und 3.3 ergeben sich berechnete Massenverhältnisse von 69 % zu 31 %. Diese stimmen somit mit den Bilanzergebnissen aus dem Versuch überein.

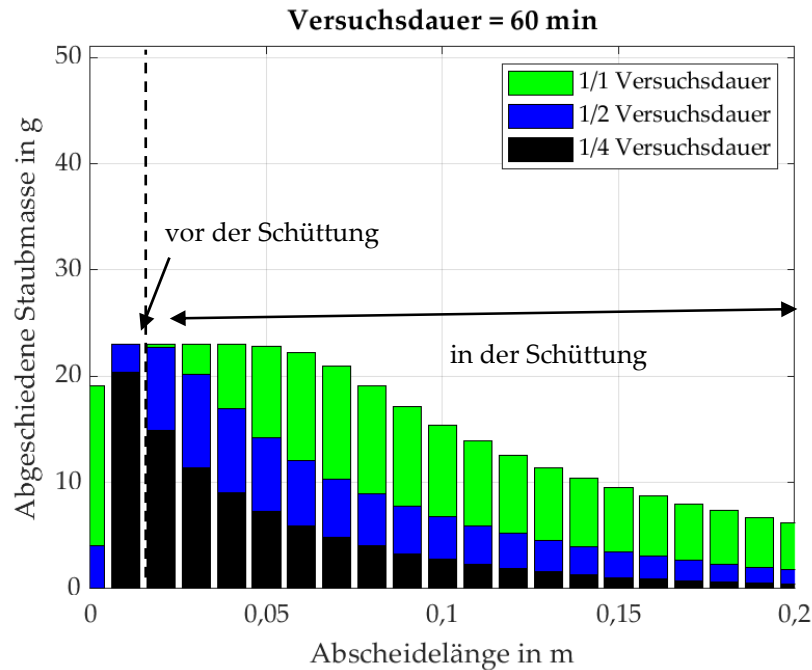


Abbildung 7.2: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranuliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staubbelaugung und 1 h Staubbeaufschlagung).

Der abgeschiedene Staub beeinflusst dann sowohl örtlich als auch zeitlich den Lückengrad der Schüttung, abgebildet in Abbildung 7.3. Auch hier ist deutlich zu erkennen, dass der Schwerpunkt der Staubabscheidung besonders auf den ersten Zentimetern der Schüttung liegt. Der abgeschiedene Staub in den hinteren Schüttungsregionen resultiert weniger aus dem frischen Staubaufkommen als von dem Mitreißen bedingt durch einen kritischen Filterbelegungsgrad und die Strömungsgeschwindigkeit. Aus dem Zusammenspiel zwischen Abscheiden und Mitreißen resultiert die Entwicklung des Staubgehaltes nach der Schüttung zu verschiedenen Zeitpunkten.

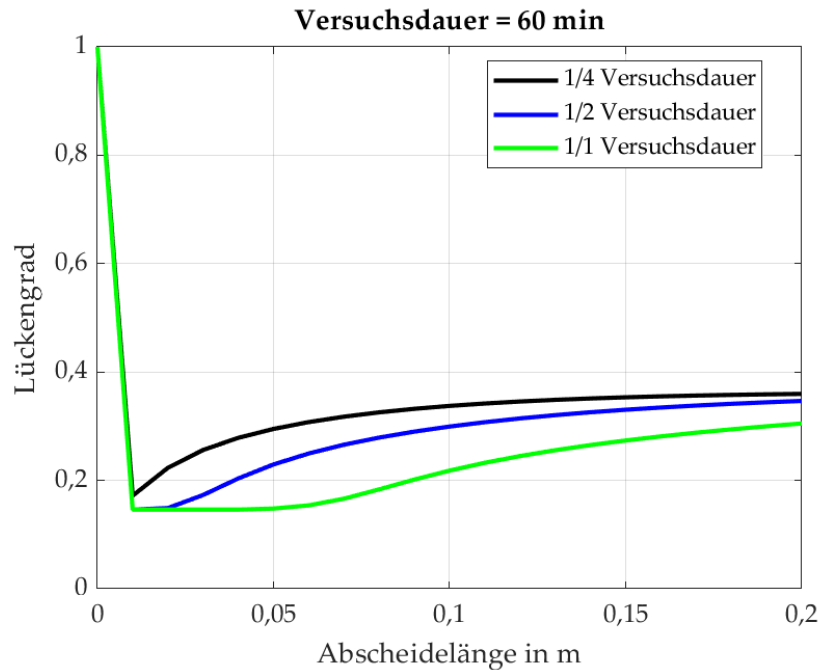


Abbildung 7.3: Berechneter Lückengrad über die Schüttlänge zu beispielhaften Zeitpunkten für Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranaliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staubbelaugung und 1 h Staubbeaufschlagung).

In Abbildung 7.4 ist die Entwicklung der Staubbelaugung zu verschiedenen Zeitpunkten dargestellt. Hier ist zu sehen, dass die Gesamtabseideleistung mit der Beaufschlagungsdauer abnimmt. Diese Tendenz ist auch in den Werksversuchen zu erkennen, obschon dort nur die Summe des nicht abgeschiedenen Staubes gemessen werden konnte. In Abbildung 6.12 ist aber genau wie in Abbildung 7.4 zu erkennen, dass eine kürzere Abscheidedauer von Vorteil für den Gesamtabseidegrad ist.

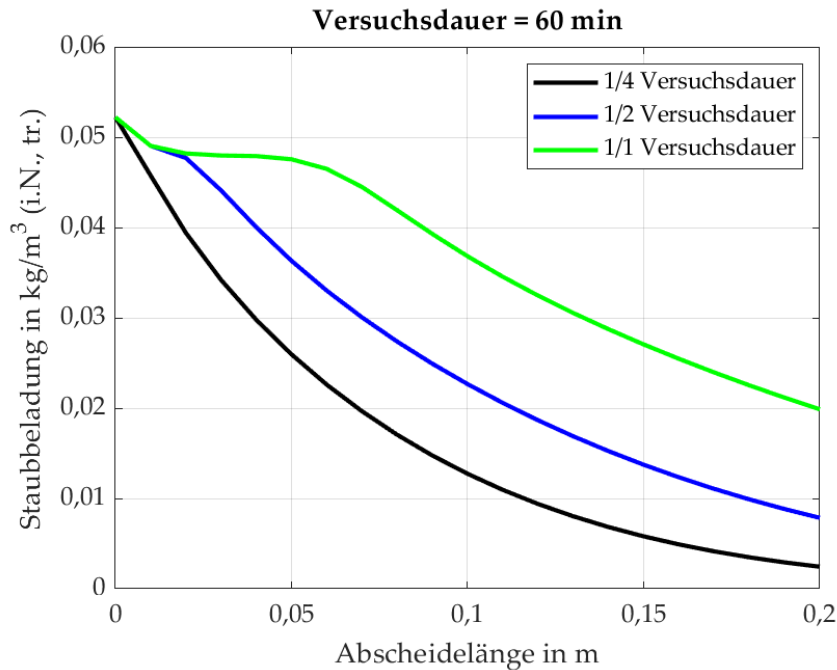


Abbildung 7.4: Berechnete Staubbeladung des Gases über die Schüttlänge dargestellt zu verschiedenen Versuchszeitpunkten für Versuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranuliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).

Der Temperaturverlauf in der Schüttung lässt sich mit dem Modell gut darstellen, siehe Abbildung 7.5. Lediglich die Temperatur nach der Schüttung kann schwer abgebildet werden. Dies kann auf unkalkulierbare Energieverluste aufgrund der fehlenden Isolierung im Bereich der Gastemperaturmessung im Versuch zurückgeführt werden.

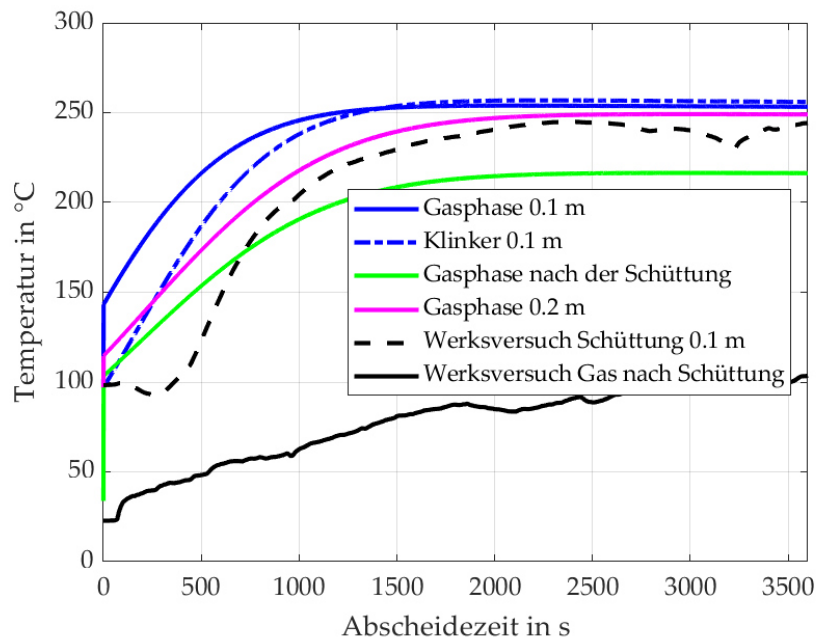


Abbildung 7.5: Vergleich der Temperaturverläufe aus Modell und Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranuliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).

Bedingt durch den starken Einfluss der Umgebungsbedingungen schwankt die hier aufgezeichnete Temperatur nach der Schüttung von Versuch zu Versuch stark.

7.3 Auswahl des Druckverlustmodells

Die Anwendung der gängigen Druckverlustmodelle, beschrieben in Abschnitt 3.2, ergibt für die Betrachtung der Schüttschicht unter Einfluss der Staubabscheidung nicht für alle Korrelationen ein zutreffendes Ergebnis. Die Verläufe der Korrelationen nach Ergun, Brauer und Molerus führen im betrachteten Bereich des Lückengrades zu Druckverlusten, die um die Größenordnung 10 zu gering sind. Erst bei viel geringeren Lückengraden würden sich höhere Druckverluste ergeben, wobei der Druckverlust in diesem Falle exponentiell ansteigt und so vom gemessenen Verlauf abweicht, vergleiche Abbildung 7.6. Bei der Beschreibung von [MOL1982] stellt sich aber

heraus, dass der Gültigkeitsbereich das Verhalten in der Hochtemperatur-Austauschstufe nicht vollständig abbilden kann. Bei geringer werdendem Lückenvolumen ist die Gültigkeit des Längenverhältnisses r_0/δ nicht mehr gegeben und die Korrelation nach Molerus darf nicht angewendet werden. Dies ist dadurch zu begründen, dass bei kleiner werdendem Lückenvolumen keine Umströmung der Kugel im eigentlichen Sinn mehr möglich ist.

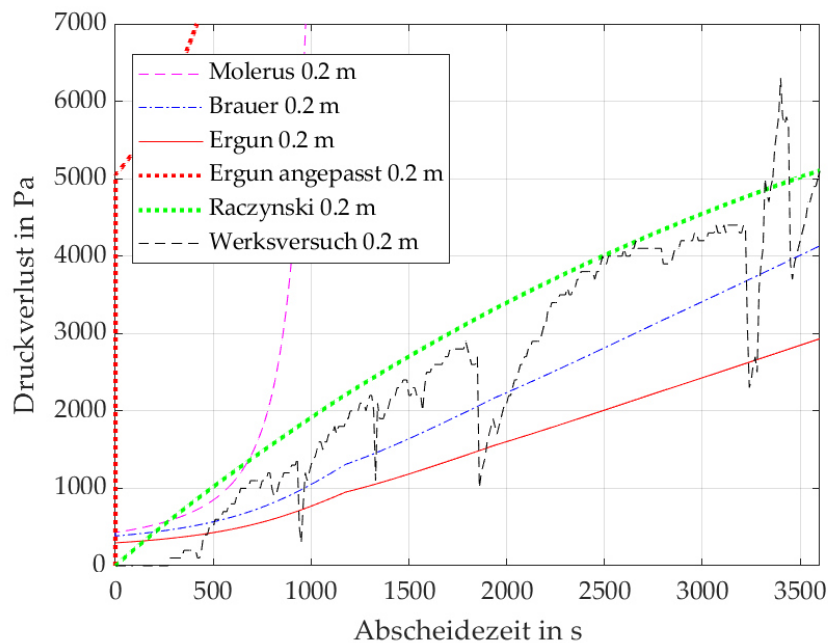


Abbildung 7.6: Vergleich der verschiedenen Druckverlustmodelle mit den aufgezeichneten Daten des Druckverlustes über eine Schüttung von 0,2 m Länge aus Werksversuch 3.1.

Der Widerstandsbeiwert muss für alle Modelle an das System angepasst werden. Die Anwendung des Druckverlustmodells nach Raczynski verwendet zusätzlich einen direkten Bezug zur Filterbelegung [RAC1976]. Dieses Vorgehen ist unter anderem auch in den Arbeiten von [NIE1978b] zu finden.

Auf den Anwendungsfall in dieser Arbeit wird das Modell von [RAC1976] übertragen, da das Modell auf Versuchen mit einem vergleichbaren System aus Klinkergranalien und mineralischem Staub beruht. Die Widerstandsbeiwerte ξ_{R0} und ξ_R werden anhand der Versuchsergebnisse angepasst (vergleiche Gleichung (41)). Der Wert für ξ_R ergibt sich im vorliegenden Fall zu 150000 für

Anströmgeschwindigkeiten um 0,5 m/s. Im Vergleich zu [RAC1976] muss der Wert für das hier untersuchte System verdoppelt werden. In Abbildung 7.6 ist zu erkennen, dass der Druckverlust nach Raczyński unter Einbeziehen des Filterbelegungsgrades den im Versuch aufgezeichneten Druckverlust am besten wiedergibt. Für höhere Anströmgeschwindigkeiten wird, wie in [RAC1976] beschrieben, angenommen, dass der Beiwert geringer ist. Somit ergeben sich die in Tabelle 7.3 zusammengestellten Widerstandsbeiwerte.

Tabelle 7.3: Widerstandsbeiwerte für die Druckverlustberechnung der durchströmten Kugelschüttung, ermittelt im Werksversuch.

	$u_0 < 0,6 \text{ m/s}$	$u_0 > 0,6 \text{ m/s}$
ξ_{RO}	650	1400
ξ_R	150000	60000

Es gilt zu beachten, dass im Versuch kein Anfangsdruckverlust von der Schüttung selbst ohne Staubbeladung zum Tragen kommt, da bedingt durch die Versuchsdurchführung bei einem Differenzdruck von Null über der Schüttung gestartet wird. Für eine spätere Auslegung der Hochtemperatur-Austauschstufe müssen diese Werte entsprechend ergänzt werden. Beiwerte für den Druckverlust im unbelegten Zustand können angelehnt an [RAC1976] festgelegt werden.

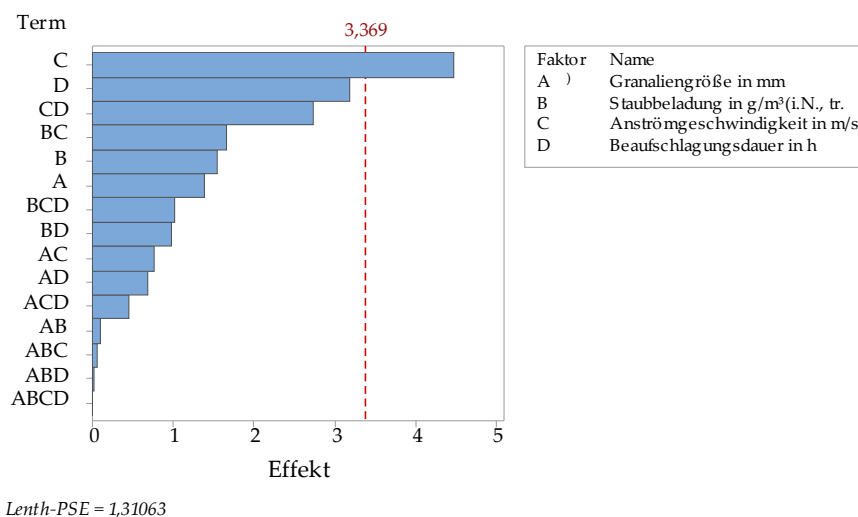
7.4 Sensitivitätsstudie

Die Einflüsse der einzelnen Modellparameter können über eine Sensitivitätsstudie eingeordnet werden. Hierfür wird das Modell für den Werksversuch ohne Vorgabe der Schüttlänge für die in Tabelle 7.4 angegebenen Parameter in einem voll-faktoriellen Versuchsplan durchlaufen.

Tabelle 7.4: Parameter und Stufen für den Versuchsplan zur Sensitivitätsstudie des stationären Modells.

Parameter	Stufe 1	Stufe 2	Stufe 3
Anströmgeschwindigkeit in m/s	0,25	1	4
Granuliengröße in mm	3	6	10
Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	25	50	100
Beaufschlagungsdauer in h	0,5	1	2

In Abbildung 7.7 ist das Pareto-Diagramm für die Abscheidelänge dargestellt. Einen signifikanten Einfluss auf die Abscheidelänge haben Parameter, die den Effekt von 3,369 (gekennzeichnet durch die vertikale rote Linie) überschreiten.

**Abbildung 7.7: Pareto-Diagramm für die Abscheidelänge als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).**

Somit ist, wie schon in der Analyse der Vorversuche, die Anströmgeschwindigkeit die entscheidende Einflussgröße im Modell. Des Weiteren sollte die Beaufschlagungsdauer, obschon sie im Modell nicht signifikant erscheint, nicht vernachlässigt werden. Vergleicht man dieses Ergebnis mit dem Parametereinfluss auf den Staubabscheidegrad in der Schüttung, liegt der Effekt der Signifikanz bereits bei 0,215. Im Pareto-Diagramm für diese Antwortvariable, Abbildung 7.8, ist auch die Signifikanz

der Beaufschlagungsdauer deutlich erkennbar. Zusätzlich bekommt die Staubbelastung hier einen gesteigerten Einfluss. Dieser tritt zusammen mit der Beaufschlagungsdauer in den signifikanten Bereich. Aus diesem Grund ist in Abbildung 7.9 zusätzlich eine Zusammenstellung der Wechselwirkungen der einzelnen Parameter auf die Abscheidelänge dargestellt.

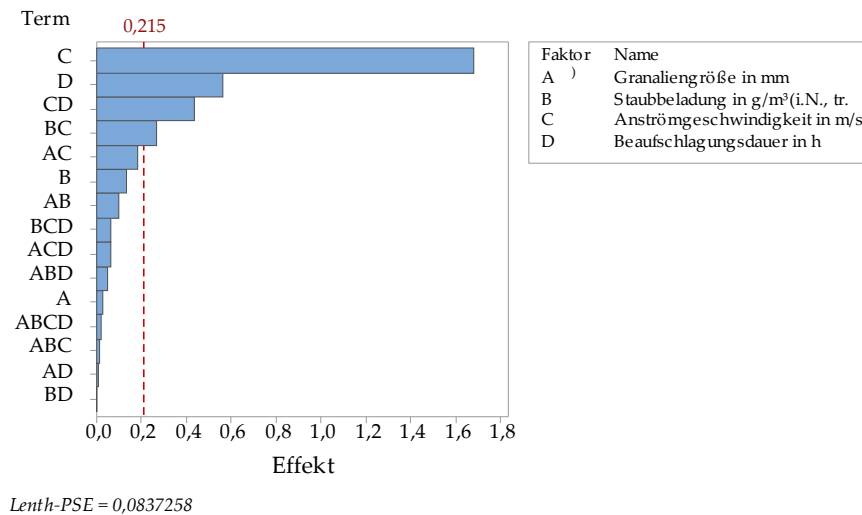


Abbildung 7.8: Pareto-Diagramm für den Staubabscheidegrad in der Schüttung als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells.

Zur Analyse der Wechselwirkung der Parameter kann die Parallelität der Graphen in den Einzeldiagrammen von Abbildung 7.9 betrachtet werden. Ein Abweichen von der Parallelität weist auf eine Wechselwirkung hin. Dies ist beispielsweise für die Anströmgeschwindigkeit der Fall. Hier liegt sowohl eine Wechselwirkung mit der Granuliengröße als auch mit der Staubbelastung vor. Stärker noch scheint die Wechselwirkung zwischen Beaufschlagungsdauer und Anströmgeschwindigkeit zu sein, denn hier driften die Mittelwertkurven hin zu hohen Anströmgeschwindigkeiten merklich auseinander. Die Einflüsse der Parameter aus dem Modell sind also vergleichbar mit den Einflüssen aus dem Vorversuch (Abschnitt 5.2.1) und den Vorversuchen zum Mitreißen (Abschnitt 5.3.1).

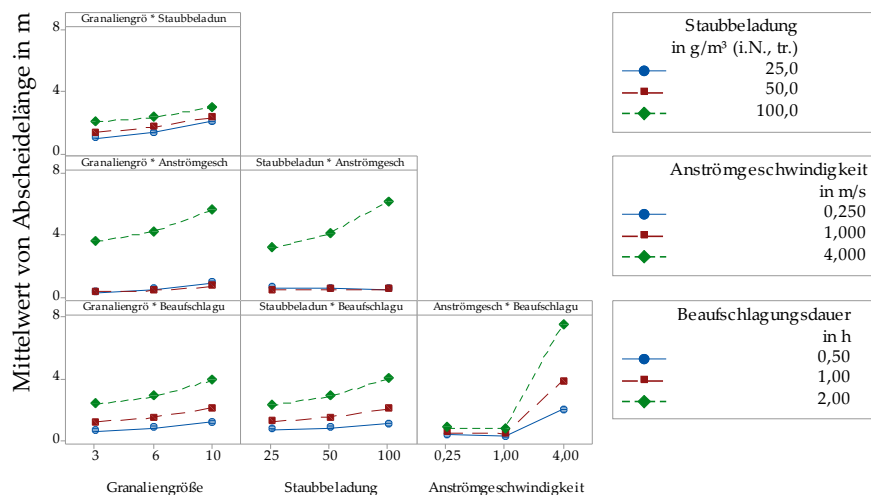


Abbildung 7.9: Wechselwirkungsdiagramm für die Effekte der verschiedenen Parameter auf die Abscheidelänge als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells.

Zusammenfassend lässt sich die Anströmgeschwindigkeit als Hauptfaktor für die Staubabscheidung in der Klinkergranalienschüttung herausstellen.

7.5 Validierung des Modells anhand von Versuchsreihen aus dem Werksversuch

Zur Überprüfung des Modells werden verschiedene Parameter variiert und mit den Ergebnissen aus den entsprechenden Versuchen verglichen. Alle Änderungen beziehen sich auf den Parametersatz des Referenzversuches V 3.1 mit einer Klinkergranalienschüttung aus 4 – 8 mm Granalien und einer Länge von 20 cm. Der Gasdurchfluss und die Staubbelastung über die Dauer einer Stunde werden aus dem Werksversuch übernommen. Die Parameteränderungen und die entsprechenden Versuche sind in Tabelle 7.5 zusammengestellt. Eine genaue Zusammenstellung der Eingabeparameter findet sich im Anhang in Tabelle 16.6.

Tabelle 7.5: Geänderte Parameter in Modell und Werksversuch. Referenzversuch V 3.1: 4 - 8 mm Kollektorgroße, 1 h Beaufschlagung, 20 cm durchgehende Schüttung, ca. 10 m³/h Gasdurchfluss, 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staubbeladung.

Änderung		Werksversuch
Kollektorgroße	9,6 mm (8 - 11,2 mm)	V 3.6
Beaufschlagungsdauer	0,5 h	V 2.2
Geteilte Schüttung	2-teilige Schüttung	V 3.3
Gasgeschwindigkeit	1,5-facher Volumenstrom	V 2.4
Staubgehalt	betriebsbedingte Schwankung (10 % mehr Staub)	V 2.1

Die Ergebnisse für die Staubabscheidung sind in Tabelle 7.6 und im Folgenden beschrieben. Die Einzelergebnisse der Versuche sind im Anhang in Tabelle 16.10 bis Tabelle 16.20 zu finden.

Tabelle 7.6: Vergleich der Ergebnisse der Staubabscheidung aus der Einzelparameterstudie mit den Modellergebnissen.

Besonderheit	Abscheidung vor der Schüttung in g	Abscheidung in der Schüttung in g	Durchgang in g/m³ (i.N., tr.)	Versuch (V) Modell (M)
Referenzversuch	23	290	10,1	V 3.1
	19	305	8,5	M 3.1
Schwankende Rohgasstaubkonzentration	109	248	13,9	V 2.1
	72	325	8,7	M 2.1
Änderung Kollektorgroße	20	276	10,8	V 3.6
	0	237	19,4	M 3.6
Änderung Anströmgeschwindigkeit	47	175	15,0	V 2.4
	0	324	2,8	M 2.4

Zusammengefasst sind die Ergebnisse für die Gesamtstaubabscheidung in Versuch und Modell in Abbildung 7.10 dargestellt. Dabei wird die Hüllkurve

(orange) aus den Schwankungen der gemessenen Rohgasstaubgehalte (± 60 g) bezogen auf die Versuchsdauer und die abgezogene Gasmenge bestimmt. Die detaillierte Auftragung der unterschiedlichen Massen vor und in der Schüttung ist im Anhang in Abbildung 16.5 zu finden. Es lässt sich erkennen, dass das Modell die Staubabscheidung leicht überbewertet, die Ergebnisse aber überwiegend innerhalb der Schwankung des Rohgasstaubgehaltes liegen, alle Versuche aus Reihe zwei und drei sind in Abbildung 16.6 im Anhang mit den Modellergebnissen verglichen.

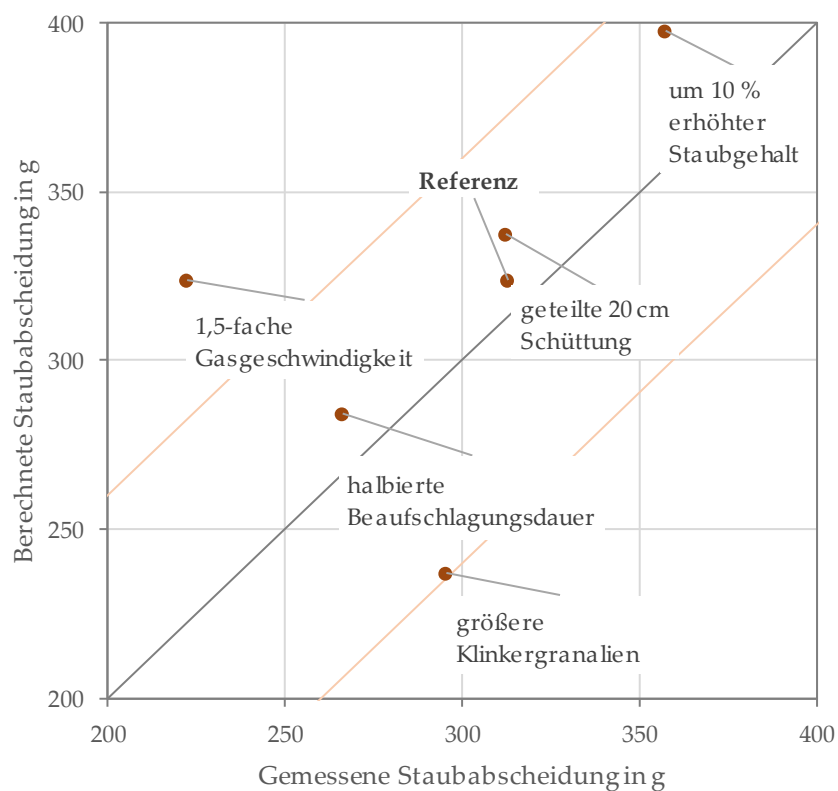


Abbildung 7.10: Vergleich der berechneten und gemessenen Staubabscheidungen in den Werksversuchen mit Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve in orange).

Die Abweichungen in Versuch 2.4 mit der 1,1-fachen Gasgeschwindigkeit und 3.6 mit einer größeren Klinkergranalienfraktion von 8 - 11,2 mm werden im Verlauf des Kapitels diskutiert. In den Werksversuchen konnte festgestellt werden, dass eine Änderung des Granaliendurchmesser nur einen geringfügigen Einfluss auf die Gesamtabsecheidung der Versuchsanlage hat. In

Versuch 3.1 mit einer Granalienfraktion von 4- 8 mm konnte eine Abscheideleistung von 81 % erreicht werden, in Versuch 3.6 mit 8 - 11,2 mm großen Klinkergranalien wird eine Abscheideleistung von 80 % erreicht. Hier ist aufgrund von Messunsicherheiten davon auszugehen, dass es keinen signifikanten Unterschied gibt. Wobei bei der größeren Granalienfraktion im Versuch mehr Staub in der Schüttung als vor der Schüttung abgeschieden wird. Im Modell wird vor der Schüttung mit größeren Klinkergranalien kein Staub abgeschieden und die Gesamtabscheideleistung sinkt auf 64 %, vergleiche Abbildung 7.2 und Abbildung 7.11.

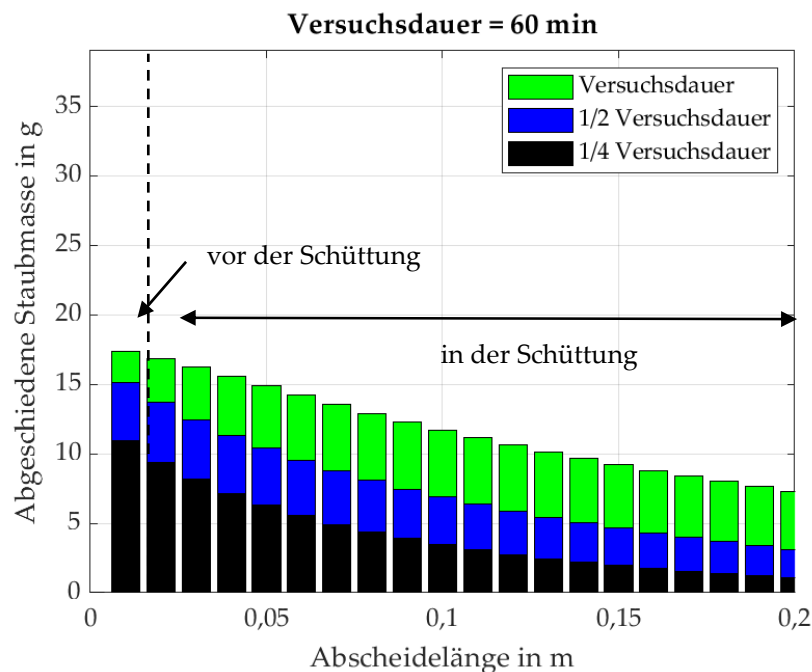


Abbildung 7.11: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 3.6 mit einer Klinkergranalienfraktion von 8 - 11,2 mm.

Im Modell wird von einer monodispersen Schüttung ausgegangen, wobei der mittlere Granaliendurchmesser der jeweiligen Fraktion angenommen wird. Hierbei werden jegliche Abweichungen von den monodispersen Eigenschaften, wie Entmischung und Konform, außer Acht gelassen. Der geringe Einfluss der Granaliengröße konnte bereits in den Vorversuchen im Labor gezeigt werden

(siehe Abschnitt 5.2.1), somit scheint der Einfluss der Granuliengröße auf den Abscheidegrad im Modell überbewertet zu werden.

Der Einfluss der Beaufschlagungsdauer wird im Modell besonders am Durchgang von Staub deutlich, sowohl im Versuch als auch im Modell ist zu erkennen, dass die Staubbeladung nach der Schüttung mit der Zeit zunimmt, vergleiche Abbildung 7.4. Dies ist auf das Mitreißen von bereits abgeschiedenem Staub zurück zu führen. Weshalb auch die vor der Schüttung abgeschiedene Menge an Staub nicht zwangsläufig steigen muss. Generell lässt sich aber sagen, dass sich in der Schüttung nach dem Erreichen ihrer Aufnahmekapazität ein Gleichgewicht zwischen Abscheiden und Mitreißen einstellt und der überschüssige Staub an der ersten Schicht abgeschieden wird und vor der Schüttung liegen bleibt. Dies ist zu erkennen, wenn man die Ergebnisse der Referenzversuche 2.1 und 3.1 betrachtet.

Wie in Abschnitt 6 beschrieben, kommt man hier zu vergleichbaren Messergebnissen hinsichtlich der Verläufe von Druckverlust und Temperatur. Die vorgefundene Gesamtstaubmasse in Versuch 2.1 ist allerdings um 14 % höher als in Versuch 3.1. Im Modell geht dieser Fakt als höhere Staubbeladung des Rohgases ein und es ergibt sich eine vermehrte Staubabscheidung vor der Schüttung (siehe Abbildung 7.12), da für die Schüttung an sich die gleiche Filterkapazität vorliegt.

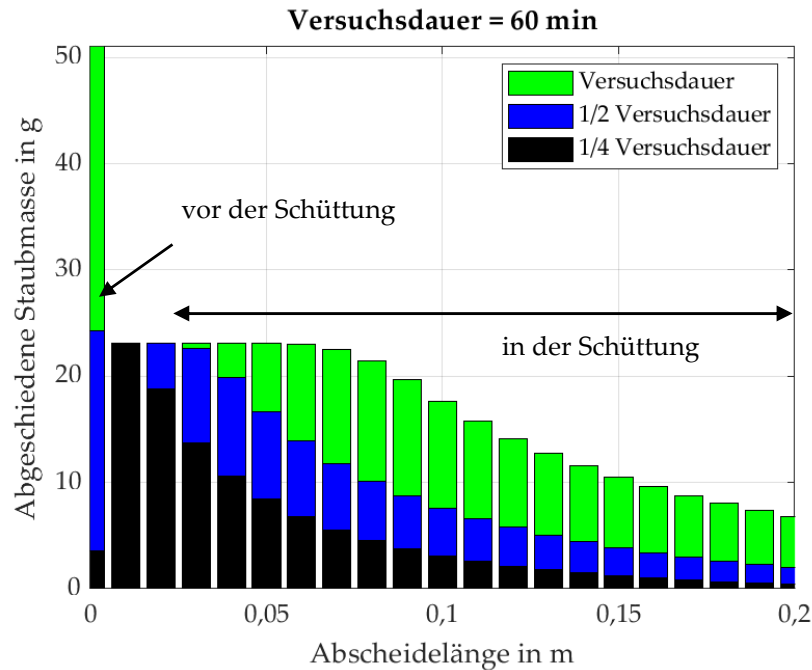


Abbildung 7.12: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 2.1 (6 mm Granalien, u_0 0,5 m/s, Staubbeladung 85 g/m³ (i.N., tr.).

Einen vergleichbaren Einfluss hat die Durchströmungsgeschwindigkeit. In Versuch 2.4 wird die Leistung der Vakuumpumpe erhöht, um mehr Gas und somit auch Staub durch die Schüttung zu fördern. Dadurch wird hier auch die Summe an auftreffendem Staub erhöht. Allerdings kommt zusätzlich ein starker Einfluss des Mitreißens zum Tragen, sodass der Staubgehalt im Abgas steigen sollte. Dieser Effekt kann allerdings nur bedingt abgebildet werden, da der Abscheidegrad bedingt durch die Gasgeschwindigkeit und die Verwirbelungen in der Schüttung zunächst einmal steigt. Erst bei starker Erhöhung des Durchflusses kann ein Abfallen der Abscheideleistung detektiert werden. Um diesen Effekt zu verdeutlichen ist im Folgenden die Berechnung der Staubbeladung für Versuch 2.4 für die tatsächliche Anströmgeschwindigkeit von 0,9 m/s (Abbildung 7.14), eine verringerte Anströmgeschwindigkeit (vergleichbar mit Versuch 3.1 0,5 m/s) und eine erhöhte Anströmgeschwindigkeit von 2 m/s in Abbildung 7.13 und Abbildung 7.15 dargestellt.

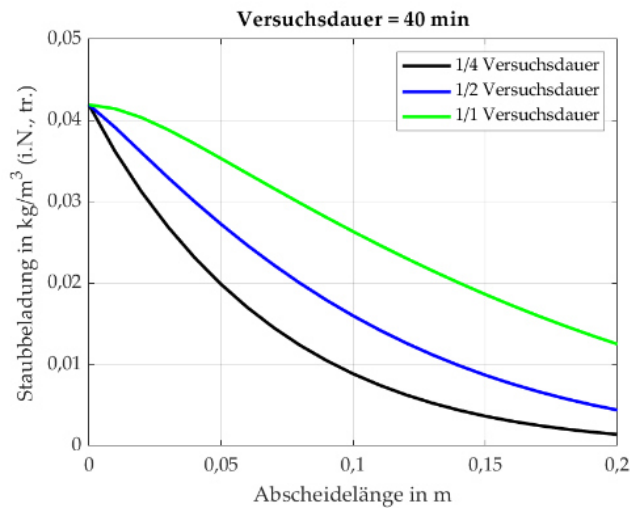


Abbildung 7.13: Staubbelastung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, bei niedriger Anströmgeschwindigkeit von 0,5 m/s, Staubbelastung 42 g/m³ (i.N., tr.).

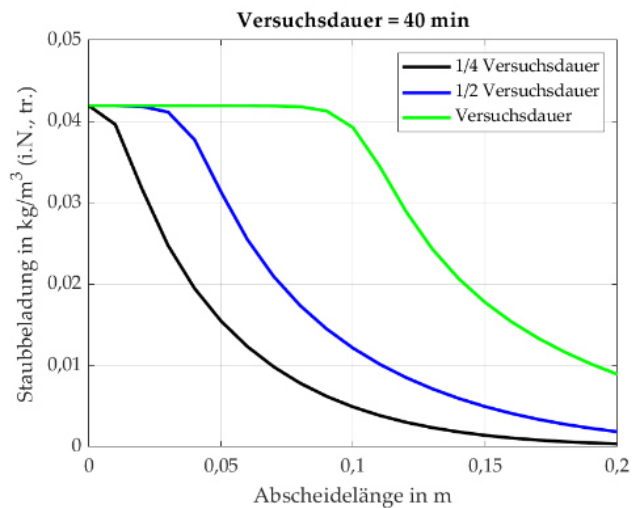


Abbildung 7.14: Staubbelastung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, Anströmgeschwindigkeit von 0,9 m/s, Staubbelastung 42 g/m³ (i.N., tr.).

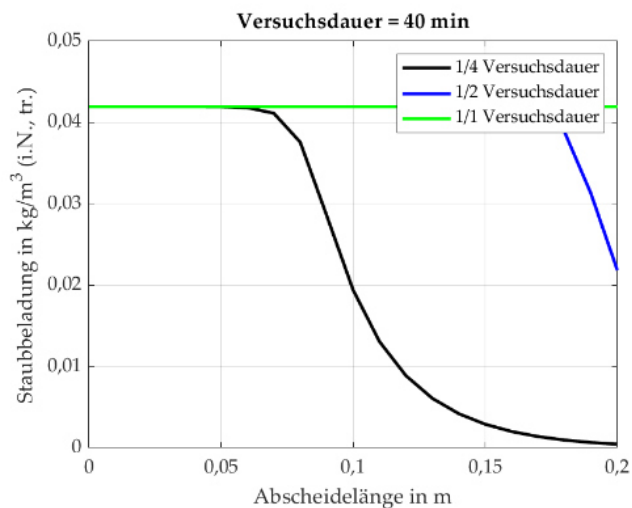


Abbildung 7.15 Staubbelastung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, bei erhöhter Anströmgeschwindigkeit von 2 m/s, Staubbelastung 42 g/m³ (i.N., tr.).

Es ist zu erkennen, dass eine leicht erhöhte Gasgeschwindigkeit die Abscheidung in der Theorie sogar verbessert, aber ab einer bestimmten Zeit bei hohen Gasgeschwindigkeiten das Aufnahmevermögen der Schüttung erreicht ist und keine Abscheidung mehr stattfindet.

Eine Bereitstellung einer längeren Schüttung, wie in Versuch 3.5, bewirkt sowohl im Versuch als auch im Modell eine Steigerung der Abscheideleistung. Bei einer Schüttlänge von 0,2 m beträgt die Staubbeladung nach der Schüttung im Mittel $0,01 \text{ kg/m}^3$ (i.N., tr.). Eine Erweiterung der Schüttlänge um 0,1 m bewirkt in Versuch und Modell eine Verbesserung der Abscheidung auf durchschnittlich $0,005 \text{ kg/m}^3$ (i.N., tr.), siehe Abbildung 7.16.

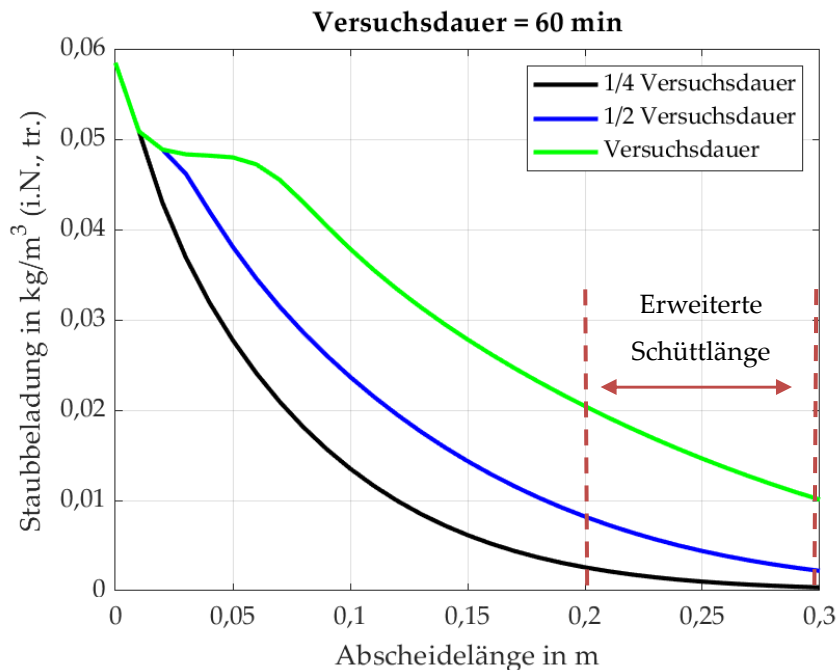


Abbildung 7.16: Berechnung der Staubbeladung über die Schüttlänge zu Versuch 3.5 mit einer zweigeteilten Schüttung mit 0,2 + 0,1 m Länge. (6 mm Klinkergranalien, ca. 0,5 m/s Anströmgeschwindigkeit, 1 h Versuchsdauer).

Die vorhandenen Druckverläufe können in allen Versuchen qualitativ abgebildet werden, eine Abweichung tritt lediglich auf, wenn die Abscheideleistung der Schüttung selbst abweicht, wie für Versuch 3.6 in Abbildung 7.17 dargestellt.

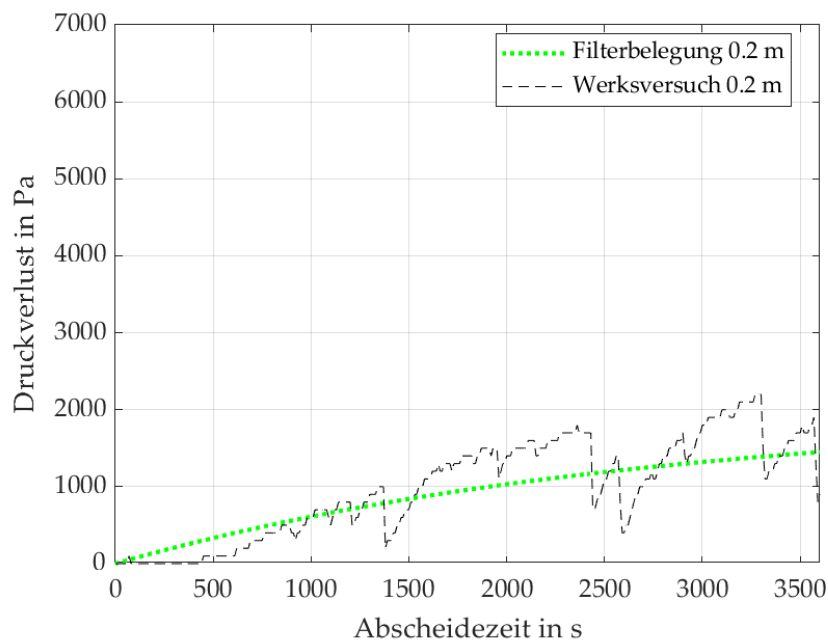


Abbildung 7.17: Druckverlustverlauf Versuch 3.6 mit einer Klinkergranalienfraktion von 8 - 11,2 mm über die Abscheidezeit verglichen mit den Modellberechnungen zum Versuch.

Ähnlich verhält es sich mit den Temperaturverläufen. Die Entwicklung der Temperatur in der Schüttung kann gut abgebildet werden. Lediglich die Temperatur nach der Schüttung entspricht im Modell nicht den Versuchen. Allerdings kann im Versuch eine Schwankung der Temperatur nach der Schüttung festgestellt werden, die sich nicht durch eine Parameteränderung erklären lässt. Hier kann davon ausgegangen werden, dass die Messwerte der Temperatur nach der Schüttung durch eine unzureichende Isolierung, wie oben diskutiert, nicht ohne Einfluss der Umgebung aufgenommen werden können und somit systematisch fehlerbehaftet sind.

8 Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe

Aus dem Werksversuch können wichtige Erkenntnisse für den Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe in den Industriemaßstab zur Anwendung für die Abreinigung des Abgasstroms aus einer Zementklinkerbrennanlage gezogen werden.

- Filterbelegungsgrad
- Wechselwirkung zwischen Abscheiden und Abreißen
- Druckverlust
- Energieübergang von dem Heißgas an die Schüttung

Daraus resultieren

- Austausch der Schichten entsprechend der Filterbelegung
- Optimierung der Aufgabetemperatur und Größe der Klinkergranalien

Ergebnisse und Auswirkungen auf den Gesamtprozess

- Druckverlust über die Hochtemperatur-Austauschstufe
- Gastemperatur nach der Staubabscheidung (Wärmeverlust)
- Staubbeladung im Gas nach der Staubabscheidung
- Temperatur der Granalien in den unterschiedlichen Schichten
- Staubbeladung der Granalien in den unterschiedlichen Schichten
- Umlaufmenge, Verweilzeit und Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien
- Abreinigungsaufwand und Wachstum der Granalien

Aus dem Prozessmodell des VDZ (beschrieben in den Veröffentlichungen [KOR2013, LOC2002a, LOC2002b, LOC2002c, LOC2002d, LOC2002e]) resultieren die im Rahmen des Forschungsprojektes IGF 19753 N erstellten Ausgangsszenarien in Tabelle 8.1 für das Rohgas des LPP nach dem Calcinator.

Tabelle 8.1: Berechnete Rohgasparameter für den LPP nach dem VDZ-Prozessmodell.

	Szenario 1: Calcinator und Abscheidezyklon	Szenario 2: Calcinator , Systemzyklon und Abscheidezyklon
Volumenstrom in m³/s (i.N., tr.)	69	55
Temperatur in °C	863	590
Staubbeladung in kg/m³ (i.N., tr.)	0,102	0,045

Die für die Szenarien vorliegende Konfiguration des Klinkerbrennprozesses ist in Abbildung 8.1 zu sehen.

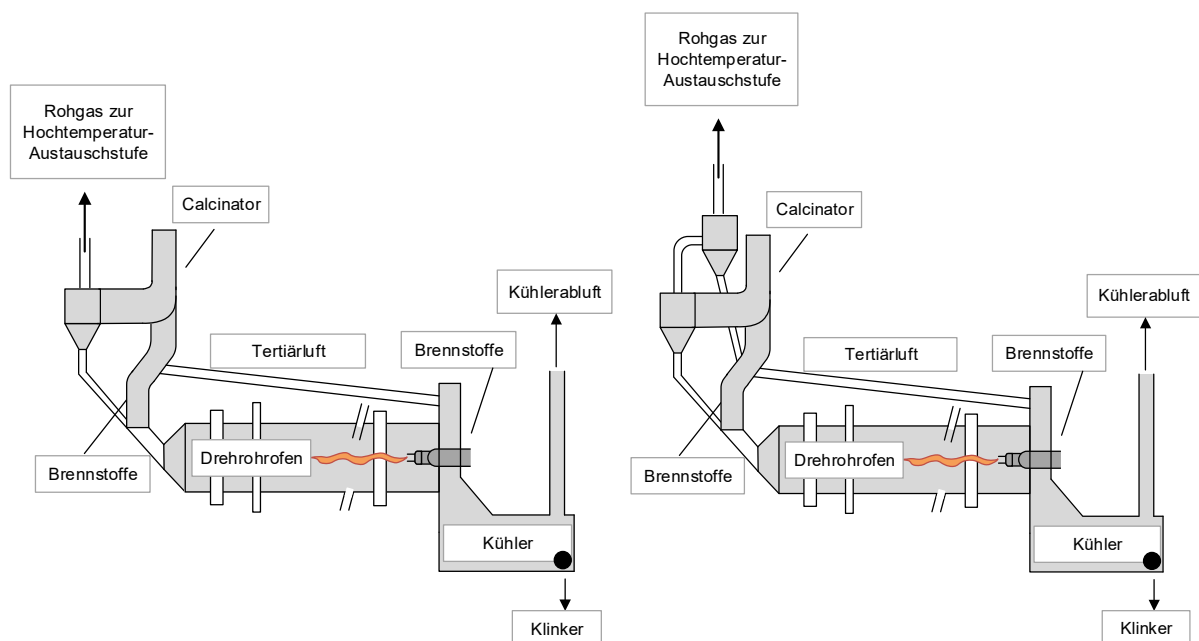


Abbildung 8.1: Darstellung der Prozesskonfiguration der Szenarien 1 (links) und 2 (rechts) zur Bestimmung der Rohgasparameter als Eingangsgröße der Hochtemperatur-Austauschstufe.

Ein erster Scale-up erfolgt hier stationär mit gleichbleibender Gasgeschwindigkeit von 0,5 m/s, einer Granaliengröße von 0,01 m und der

Granalientemperatur von 200 °C, um die Übertragbarkeit vom Werksversuch zu überprüfen. Anschließend wird die Abscheidedauer verlängert und zum Schluss die Gasgeschwindigkeit auf die in der Hochtemperatur-Austauschstufe angestrebten 4 m/s angehoben.

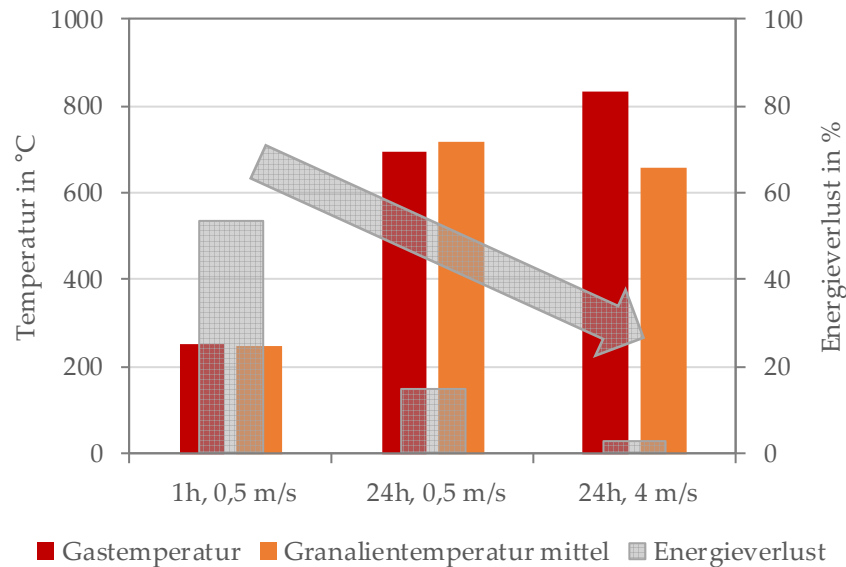


Abbildung 8.2: Ergebnisse der Energiebilanz für die stationäre Hochtemperatur-Austauschstufe im Rohgasszenario 1.

In Abbildung 8.2 ist ein deutlicher Abfall der Energieverluste hin zu der längeren Beaufschlagung zu erkennen, bei einer erhöhten Anströmgeschwindigkeit lässt sich der Verlust weiter senken. Der Einfluss auf die Staubabscheidung hat hingegen einen gegenläufigen Trend, siehe Abbildung 8.3. Der konstante Wirkungsgrad der Abscheidung von 99 % wird durch eine steigende Abscheidelänge erkauft. Die Ergebnisse für Rohgasszenario 2 ergeben sich analog und sind im Anhang in Tabelle 16.21 zu finden.

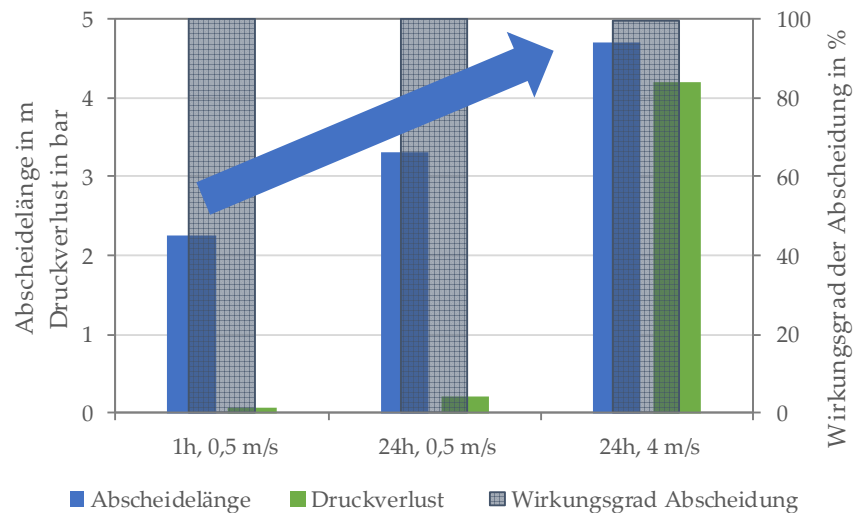


Abbildung 8.3: Ergebnisse der Massenbilanz für die stationäre Hochtemperatur-Austauschstufe im Rohgasszenario 1.

Bei den Modelldurchläufen mit stationärer Granalienschüttung wird ersichtlich, dass es bei langer Beaufschlagungsdauer zu einer Grenzbeladung der Klinkergranalienschüttung kommt. Mit der Zeit stellt sich ein Gleichgewicht zwischen Abscheiden und Mitreißen ein, sodass die Abscheidelänge ab diesem Zeitpunkt immer weiter ansteigt. Dieser Grenzwert soll bei der bewegten Klinkergranalienschüttung als Punkt für den Austausch dienen. Laut den Berechnungen lässt sich, wie in Abbildung 8.4 gezeigt, der Grenzwert zu 200 kg/m^3 (30 % der maximalen Filterbelegung) bestimmen. Zusammen mit der Annahme, dass eine kontinuierliche Bewegung der Schüttung zu einer Auflockerung führt, ergibt sich die in Abbildung 8.5 dargestellte Modellvorstellung für den Bilanzraum mit erweiterter Stufenlänge für die bewegte Schüttung.

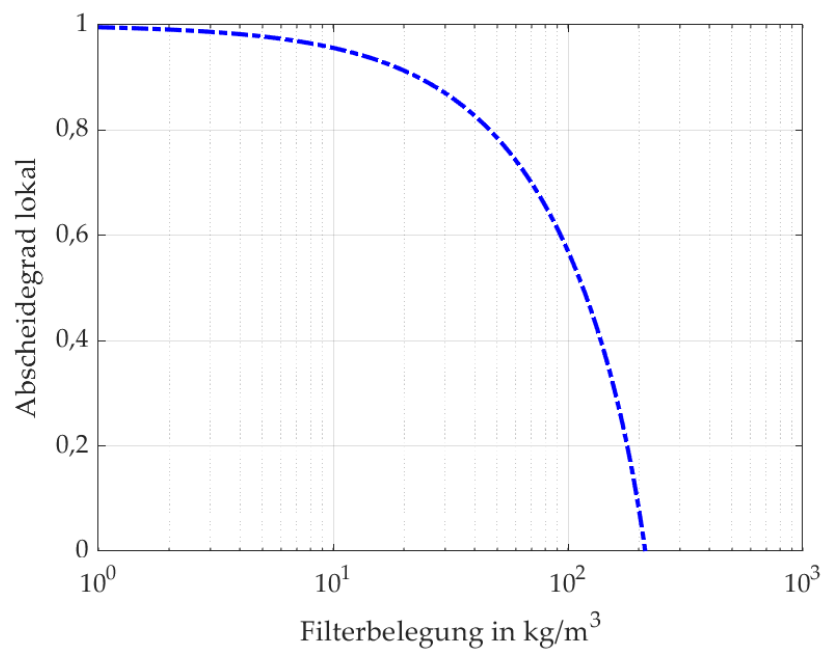


Abbildung 8.4: Bestimmung der Grenzbeladung der Schüttschicht aus den Durchläufen für die stationäre Klinkergranalienschüttung.

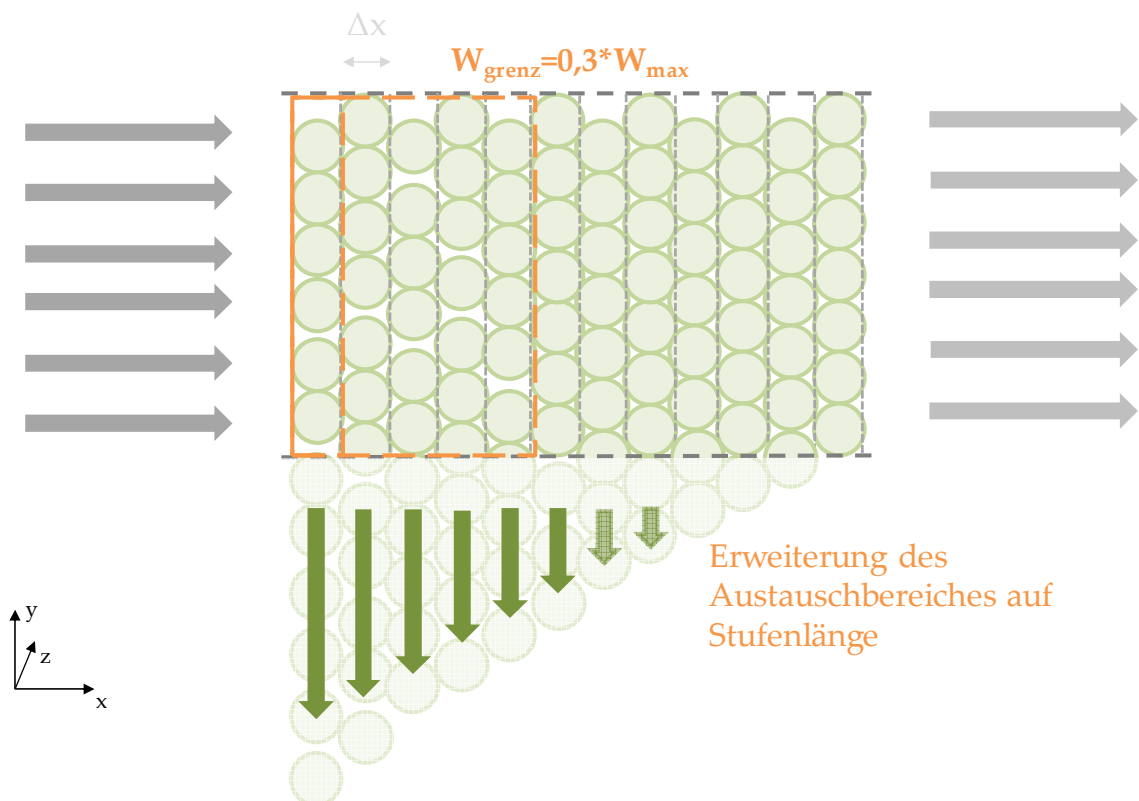


Abbildung 8.5: Skizze der Hochtemperatur-Austauschstufe mit bewegter Klinkergranalienschüttung.

Zur Auslegung der jeweiligen optimierten Hochtemperatur-Austauschstufen wird eine Zielgrößenoptimierung auf Grundlage der Ergebnisse bei Variation des Rohgasszenarios, der Anströmgeschwindigkeit der Schüttung (0,5 und 4 m/s), der Aufgabetemperatur der Klinkergranalien (200 und 700 °C) und der Klinkergranaliengröße (1 und 3 cm) durchgeführt. Die Ergebnisse der Durchläufe mit variierten Parametern sind in Abbildung 8.6 bis Abbildung 8.8 dargestellt, der Trend für die Optimierung ist dabei jeweils mit einem roten Pfeil gekennzeichnet.

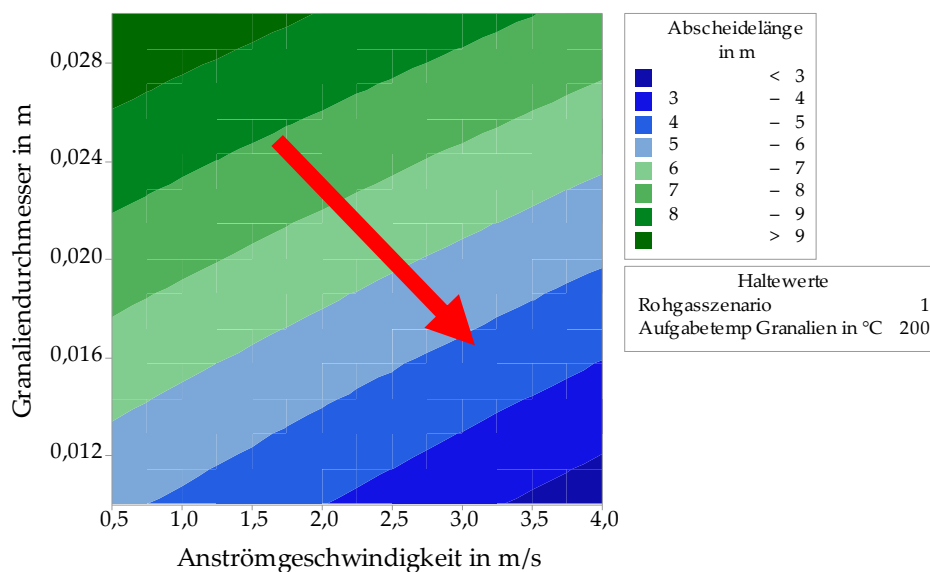


Abbildung 8.6: Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf die benötigte Abscheidelänge in der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.

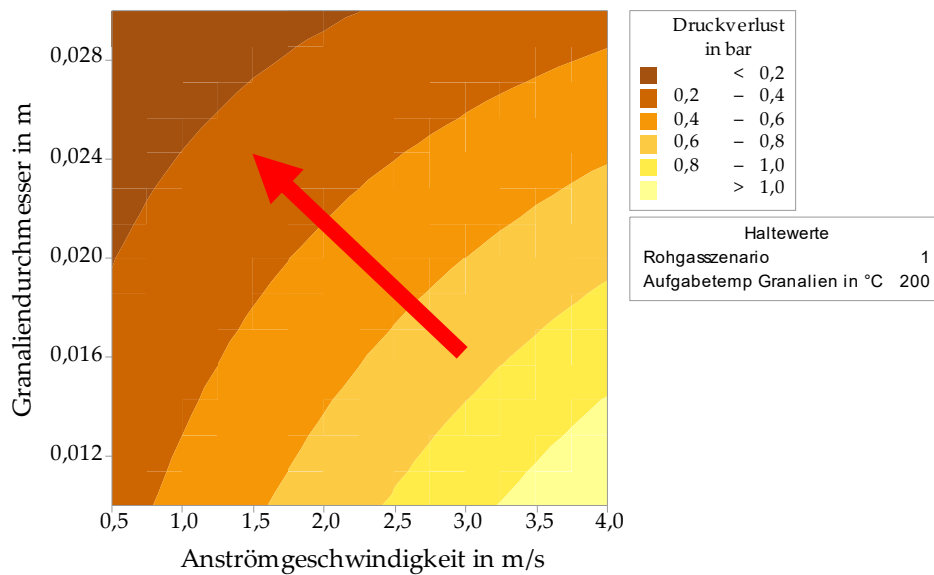


Abbildung 8.7. Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf den resultierenden Druckverlust über die Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.

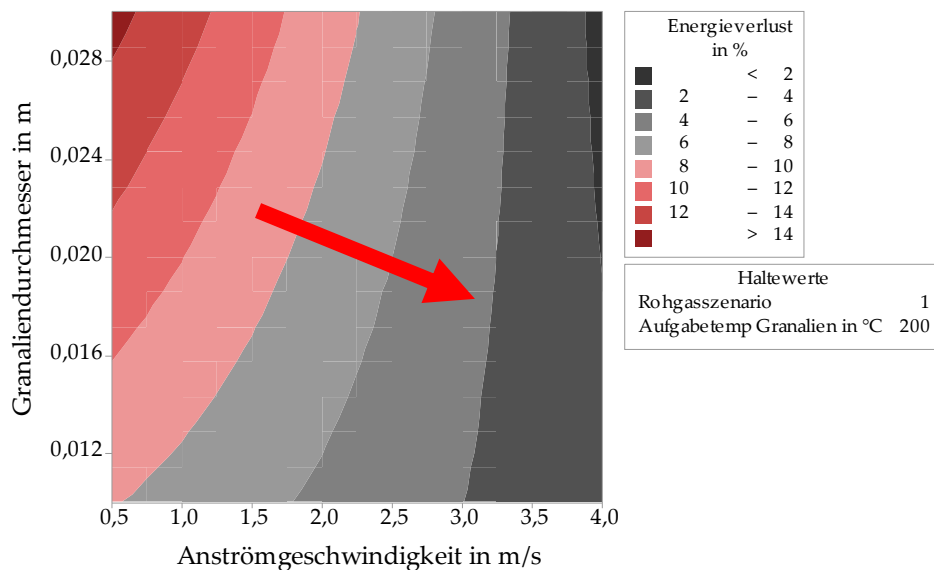


Abbildung 8.8: Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf den Energieverlust des Heißgases in der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.

Die Zielgrößenoptimierung soll die Parameter der Schüttung für eine minimale Abscheidelänge und Umlaufmenge sowie einen minimalen Energieverlust

8 - Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe

festlegen. Als Ergebnis resultierten die in Tabelle 8.2 aufgeführten Auslegungsgrößen.

Tabelle 8.2: Auslegungsgrößen der Hochtemperatur-Austauschstufe nach der Zielgrößenoptimierung für die Rohgasszenarien 1 und 2.

	Szenario 1	Szenario 2
Anströmgeschwindigkeit in m/s	3,65	4
Aufgabetemperatur der Granalien in °C	200	589
Granaliendurchmesser in m	0,01	0,01

Die Berechnungen der bewegten Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 sind in Abbildung 8.9 bis Abbildung 8.11 dargestellt.

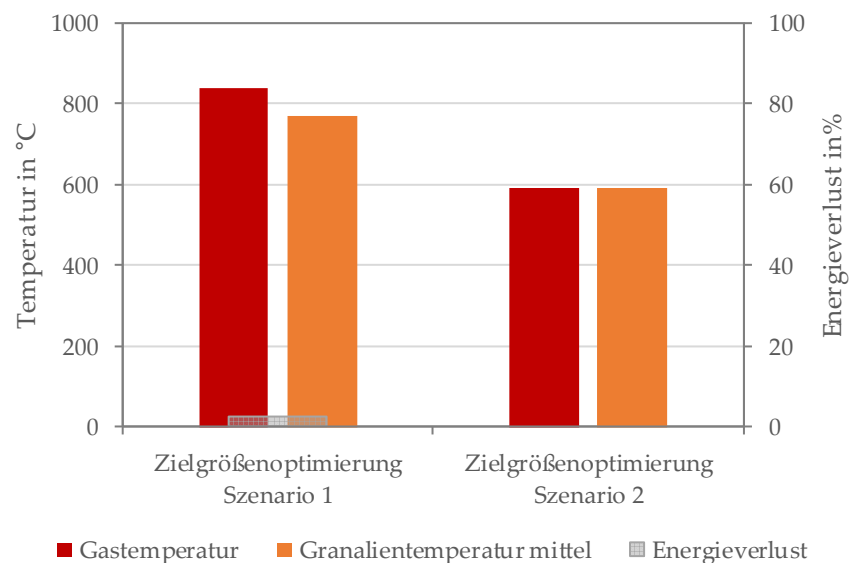


Abbildung 8.9: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für den Energieverlust und die mittlere Temperatur von Gas- und Granalien beim jeweiligen Austritt aus der Schüttung.

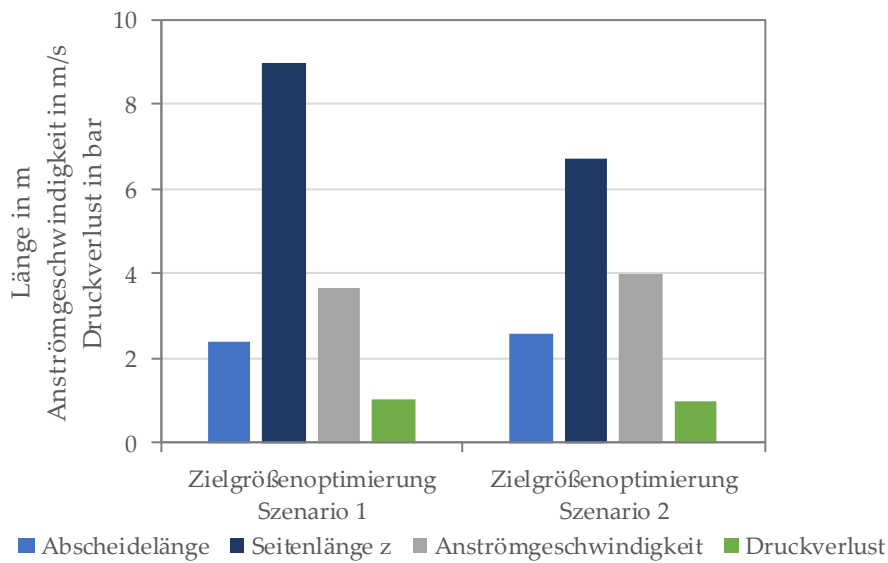


Abbildung 8.10: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für die benötigte Abscheidelänge, die Seitenlänge und den Druckverlust.

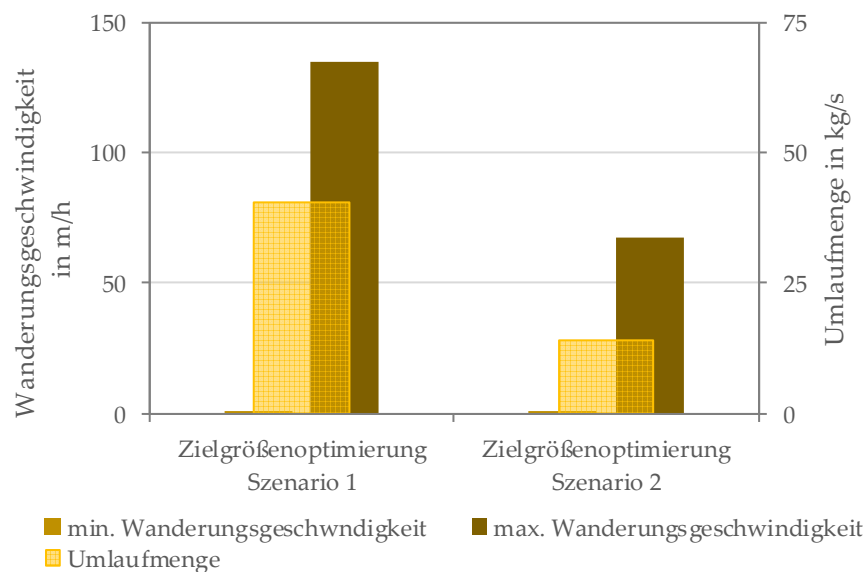


Abbildung 8.11: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für die Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien und die Umlaufmenge.

Mithilfe des Abbruchkriteriums lässt sich die Verweilzeit der Granalien in den einzelnen Schichten bestimmen und somit auch die benötigte Wanderungsgeschwindigkeit. Dabei wird deutlich, dass aufgrund der hohen

8.1 Dimensionierung der Austauschstufe

Als wichtigste Auslegungsgröße für die Dimensionierung der Hochtemperatur-Austauschstufe wird die optimierte Anströmgeschwindigkeit, welche in Kapitel 8 mit rund 4 m/s festgelegt wird, in Kombination mit dem zu entstaubenden Gasvolumenstrom gesetzt. Bei einem Rohgasstrom von 65 m³/s (i.N., tr.) und einer Gastemperatur von 863 °C liegt ein Betriebsvolumenstrom von 270 m³/s vor, hieraus resultiert für das Rohgasszenario 1 ein Anströmquerschnitt der Hochtemperatur-Austauschstufe von 81 m². Über ein vorgegebenes Seitenverhältnis lässt sich die Geometrie festlegen. Durch eine Variation des Seitenverhältnisses kann festgestellt werden, dass die Änderung der Geometrie keinen signifikanten Einfluss auf den Wirkungsgrad der Staubabscheidung und den Energieverlust hat. Lediglich die Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien muss angepasst werden, da die zu überwindende Strecke in der Verweilzeit mit dem Seitenverhältnis Höhe zu Breite steigt. Der Freiheitsgrad der Gestaltung der Anströmfläche kann aber Vorteile für die Konstruktion der Hochtemperatur-Austauschstufe mit sich bringen, da über die Anströmfläche eine Begrenzung für die Granalien vorliegen muss. Ein Gitter, wie es in den Vor- und Werksversuchen verwendet wurde, neigt allerdings bei langer Beaufschlagung zum Verblocken. Eine andere Alternative wären Leitbleche oder von innen gekühlte keramische Leitrollen. Hier gilt es allerdings zu bedenken, dass diese Leitelemente am besten über eine geringe Breite der Anströmfläche auszuführen sind. Eine Skizze ist in Abbildung 16.7 im Anhang dargestellt. Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die Änderung der Geometrie der Anströmfläche keinen Einfluss auf die Staubabscheidung oder den energetischen Wirkungsgrad hat. Da die Verweilzeit der Granalien in der Schüttung aber bei steigender Höhe gleichbleibt, sind für eine effiziente Abscheidung höhere Wanderungsgeschwindigkeiten der Granalenschichten notwendig. So verdoppelt sich die maximale Wanderungsgeschwindigkeit bei einem

Seitenverhältnis Höhe zu Breite von 4 zu 1 im Vergleich zu einem quadratischen Querschnitt.

Neben der Querschnittsfläche resultiert je nach Anströmgeschwindigkeit eine bestimmte Abscheidelänge, hier hat neben der Klinkergranaliengröße und der Anströmgeschwindigkeit auch der angestrebte Staubgehalt im Reingas einen erheblichen Einfluss. Besonders für die Abreinigung der letzten Prozente der Staubbeladung im Gas benötigt man eine erhebliche Schüttlänge. In Abbildung 8.14 ist zu erkennen, dass die Staubbeladung auf den ersten 0,3 m der Schüttung sehr stark absinkt und die übrige Länge für die Reduktion der restlichen 2 % der Rohgasstaubbeladung zuständig ist.

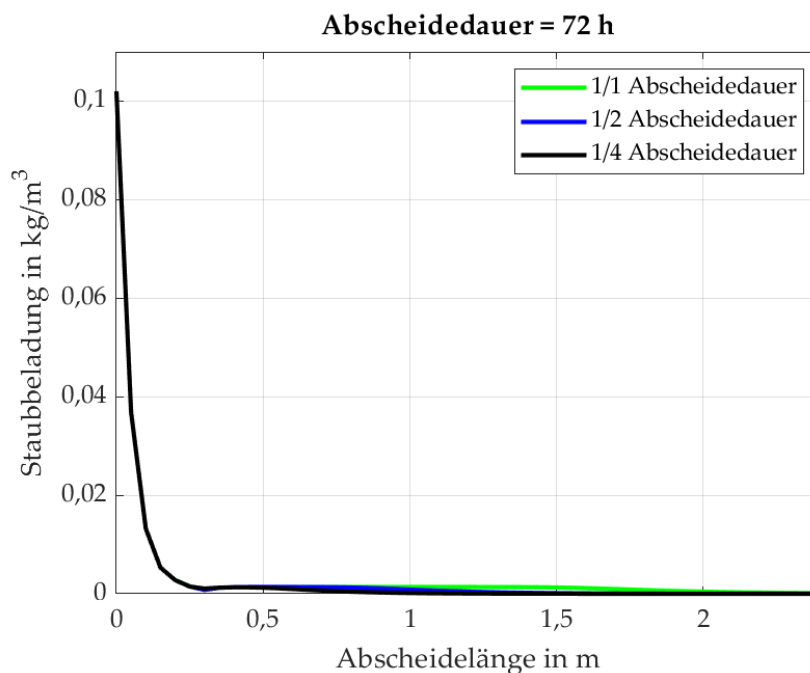


Abbildung 8.14: Berechnete Staubbeladung des Gases über die Schüttlänge nach der Zielgrößenoptimierung der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.

Die Längenauslegung der Hochtemperatur-Austauschstufe ist somit stark davon abhängig, wie viel Staub im AHK vertretbar ist. Für diesen Anwendungsfall können allerdings keine allgemeingültigen Daten in der Literatur gefunden werden. Zunächst wurde die benötigte Abscheidelänge somit über den minimalen Fehlaustrag von 0,1 % der aufgegebenen

Staubbeladung bestimmt. Betrachtet man den Zoom in Abbildung 8.15 auf eine Abscheidelänge von 0,6 m ist zu erkennen, dass die Abscheidung nur bis zu einer Beladung von 1 g/m^3 (i.N., tr.) effizient durchgeführt werden kann, da sich der Staubgehalt asymptotisch an Null annähert. Aus diesem Grund wird die Grenze für die Reingasbeladung nach der Hochtemperatur-Austauschstufe entsprechend festgesetzt. Ein niedriger Grenzwert kann nur über eine extreme Steigerung der Abscheidelänge erreicht werden.

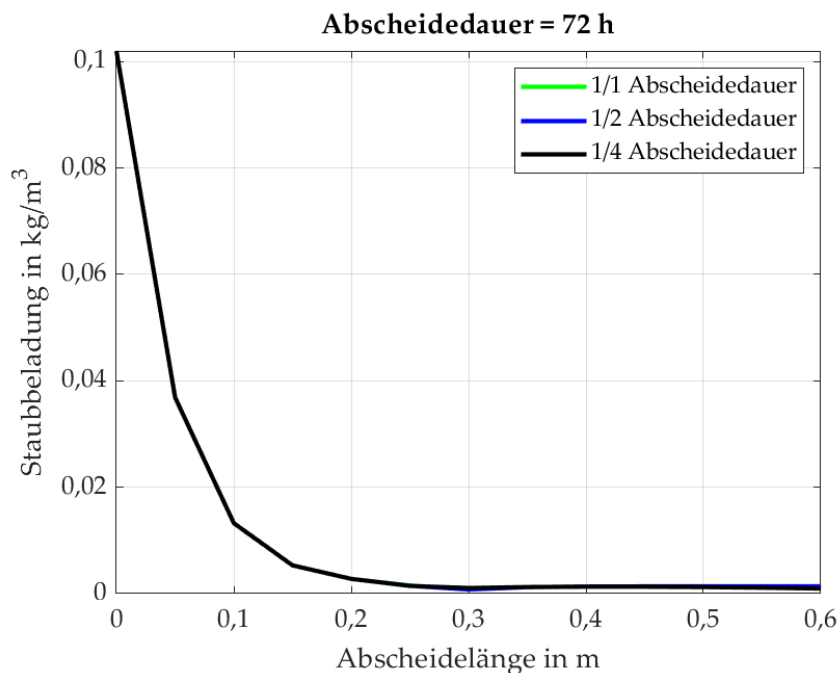


Abbildung 8.15: Ausschnitt der Berechnung der Staubbeladung über die Schüttlänge nach der Zielgrößenoptimierung der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.

Als weitere ausschlaggebende Größe für die Dimensionierung fällt der Druckverlust ins Auge. Hier wird durch den Austausch der Schütttschichten schon eine erhebliche Reduktion von über 3 bar, siehe Abbildung 8.3, auf rund 1 bar erreicht. Für eine Anwendung in einem Zementwerk ist dies aber immer noch sehr hoch, da ein sehr leistungsstarkes Gebläse benötigt werden würde und der AHK mit sehr hohem Unterdruck betrieben werden müsste. In Abbildung 8.16 ist zu erkennen, dass ab ca. 0,7 m Abscheidelänge der Anstieg des Druckverlustes in Abhängigkeit der Schüttlänge linear ansteigt. Zusätzlich

zur Längenabhängigkeit schlägt, besonders im vorderen Teil, die Abhängigkeit von der Filterbelegung ins Gewicht. Um hier eine Verbesserung zu erreichen, muss der Grenzwert für den Austausch der Schüttung angepasst werden.

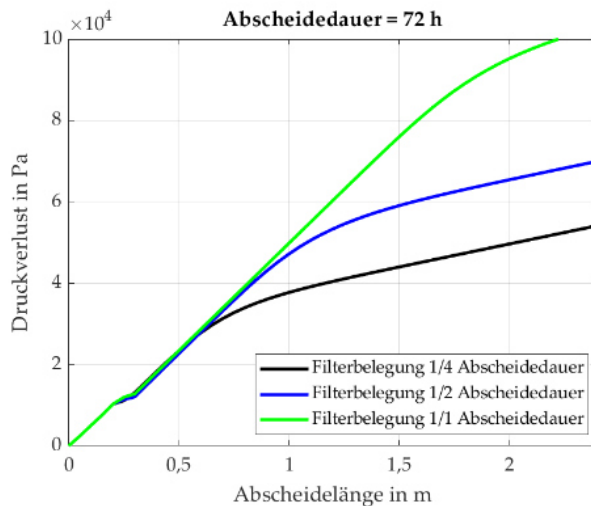


Abbildung 8.16: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,3 \cdot W_{\max}$.

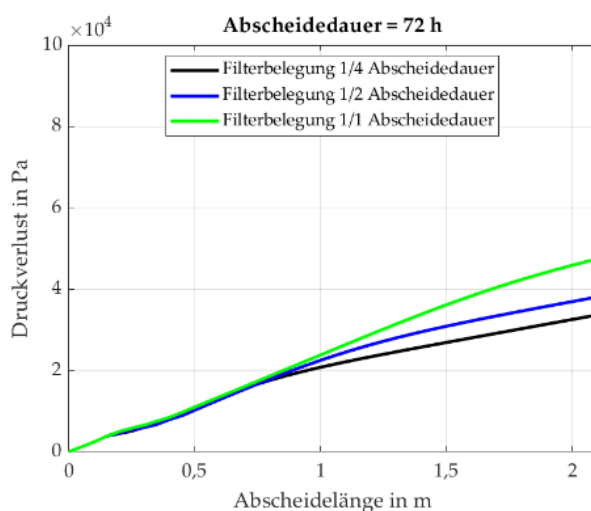


Abbildung 8.17: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,1 \cdot W_{\max}$.

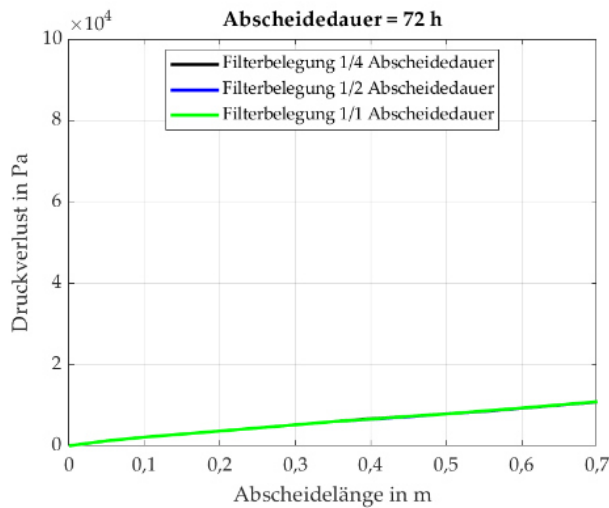


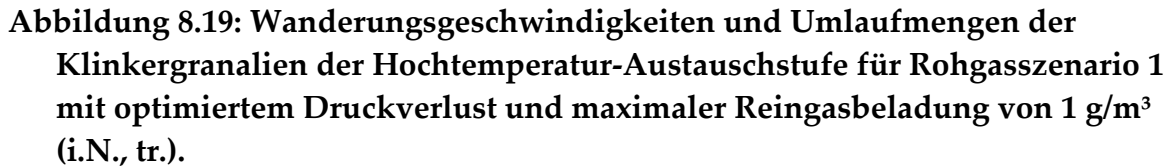
Abbildung 8.18: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,025 \cdot W_{\max}$.

Durch das Herabsetzen auf $0,1 W_{\max}$ kann der Druckverlust weiter reduziert werden, siehe Abbildung 8.17. Durch Einsetzen des Grenzwertes von $0,025 \cdot W_{\max}$ für den Schichtenaustausch kann eine lineare Abhängigkeit des Druckverlustes allein von der Abscheidelänge erzielt werden, siehe Abbildung 8.18. Mit der Verbesserung im Druckverlust muss allerdings die benötigte Umlaufmenge weiter erhöht werden, vergleiche Tabelle 8.3. Eine weitere Reduzierung des Druckverlustes kann nur durch eine kürzere Durchströmungslänge erreicht werden, hier muss aber eine schlechtere Gesamtabscheideleistung in Kauf genommen werden.

Tabelle 8.3: Zusammenfassung der Ergebnisse der Anpassung des Grenzwertes der Filterbelegung zur Senkung des Druckverlustes über die Abscheidelänge.
***für eine quadratische Anströmquerschnittsfläche von 9x9 m**

	Rohgasszenario 1		
Grenzwert Filterbelegung Stufenaustausch in kg/m³	$0,3 \cdot W_{\max}$	$0,1 \cdot W_{\max}$	$0,025 \cdot W_{\max}$
Mittlere Gastemperatur nach der Schüttung in °C	836	803	780
Mittlere Granalientemperatur in °C	772	714	454
Druckverlust in bar	1,05	0,5	0,12
Abscheidelänge in m	2,4	2,1	0,7
Umlaufmenge in kg/s	40	100	274
Maximale Wanderungs- geschwindigkeit* in m/h	135	270	539

Resultierend aus diesen Erkenntnissen wird die Hochtemperatur-Austauschstufe, dargestellt in Abbildung 8.19, für eine Reingasstaubbeladung von maximal 1 g/m³ (i.N., tr.) und einen Filterbelegungsgrenzwert für den Schichtenaustausch von $0,025 \cdot W_{\max}$ ausgelegt.



Stellt man das Ziel der optimierten Heißgastemperatur anstelle der minimalen Energieverluste in den Vordergrund, können neben der Variante der Temperaturreduktion vor der Austauschstufe in Rohgasszenario 2 auch verschiedenen Parameter der Hochtemperatur-Austauschstufe selbst angepasst werden. So kann die Heißgastemperatur auf zum Beispiel 700 °C zur Schonung des Abhitzekeessels reduziert werden. Ein herabgesetzter energetischer Wirkungsgrad kann beispielsweise durch die Verwendung einer geringeren Gasgeschwindigkeit und größerer Granalien hervorgerufen werden. Eine niedrigere Gasgeschwindigkeit lässt die Anströmquerschnittsfläche der Schüttung enorm ansteigen, sodass diese Variante nicht gewählt wird. Es liegt somit nahe die Granaliengröße, -temperatur und -durchlaufgeschwindigkeit und deren Einfluss auf die Heißgastemperatur näher zu untersuchen.

155

dargestellt als maximale Filterbelegung, Klinkergranaliengröße und Klinkergranalienaufgabetemperatur als Parameter der Hochtemperatur-Austauschstufe haben sich in den vorherigen Kapiteln als relevant für die Zieltemperatur herausgestellt und werden im Folgenden betrachtet. In Tabelle 8.4 sind die Parameter entsprechend für einen statistischen Versuchsplan dargestellt.

Tabelle 8.4: Parameter und Stufen für die Analyse der Auswirkungen auf die Antwort Gastemperatur.

Parameter	Hoch	Tief
Klinkergranaliengröße in m	0,005	0,03
Granalientemperatur in °C	25	700
Max. Filterbelegung in kg/m ³	0,01	0,05

In Abbildung 8.20 wird deutlich, dass die Anpassung der Schichtenaustauschgeschwindigkeit über den maximalen Filterbelegungsgrad keinen signifikanten Einfluss auf die Gastemperatur hat, sofern die Grenzen der maximalen Filterbelegung in einem für den Druckverlust vertretbaren Bereich liegen (vergleiche Abschnitt 8.1).

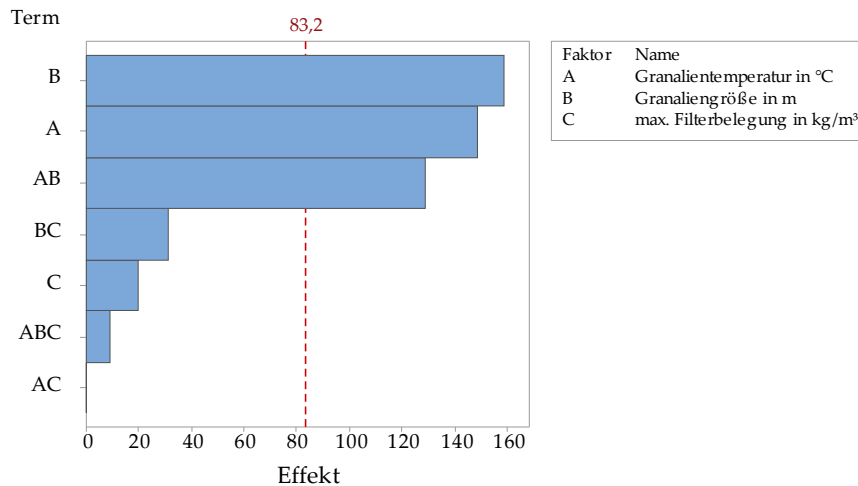


Abbildung 8.20: Pareto-Diagramm für den Einfluss auf die Gastemperatur mit den Parametern der Hochtemperatur-Austauschstufe (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).

Hingegen sind die Änderung des Granaliendurchmesser und der Aufgabetemperatur und die Kombination dieser Parameter signifikant. Nach der Reduktion des Versuchsplans auf die für den Druckverlust optimale maximale Filterbelegung von $0,025 \text{ kg/m}^3$, ergibt sich der in Abbildung 8.21 dargestellte Zusammenhang von Gastemperatur, Granaliengröße und Granalienaufgabetemperatur. Das angestrebte Zielgrößenfenster für die Gastemperatur liegt zwischen 600 und 700 °C , um eine Gastemperatur zu erreichen, bei der die Klebrigkeit des Staubes in einem vertretbaren Bereich liegt. Für die Granalientemperatur ergibt sich ein Bereich von 25 und 200 °C und für die Granaliengröße $0,021$ bis $0,024 \text{ m}$. Die Kombination für die minimale und maximale Zieltemperatur ist jeweils in Tabelle 8.5 dargestellt.

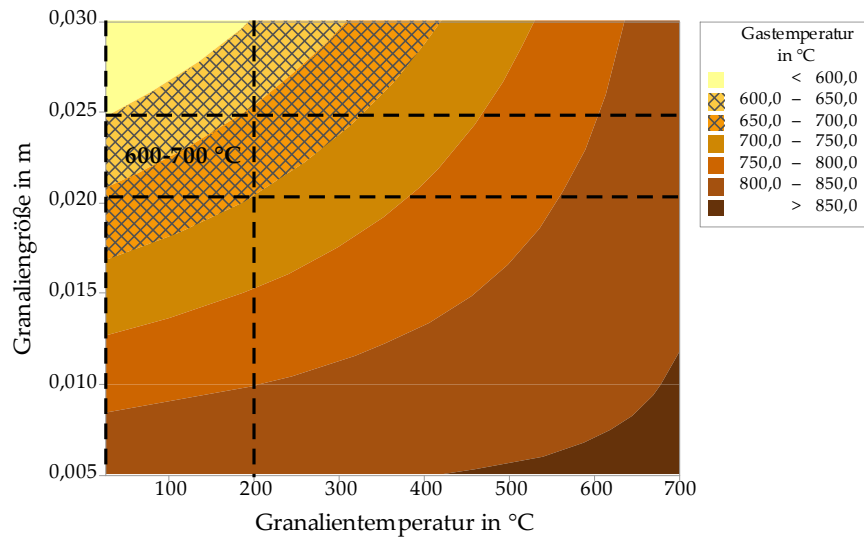


Abbildung 8.21: Wirkflächendiagramm für die Gastemperatur von Rohgasszenario 1 in Abhängigkeit von der Granaliengröße und der Granalienaufgabetemperatur.

Das Vorgehen zu Anpassung der Zieltemperatur im Reingas ist analog für verschiedenen Rohgasszenarien durchführbar. Generell bewirkt der Einsatz von größeren Granalien eine verringerte Abscheideleistung und resultierend eine längere benötigte Abscheidelänge. Es resultiert somit eine größere Austauschstufe mit schlechterer Effizienz, da provoziert wird, dass mehr Energie über das Umlaufmaterial ausgeschleust wird. Die Energie sieht somit nicht mehr zur Verstromung zur Verfügung. Eine mögliche Alternative zur gewünschten Absenkung der Reingastemperatur stellt eine Kühlung durch Mischung mit Frischluft nach der Staubabscheidung dar. Hier wird die Temperatur zwar herabgesetzt, aber durch das Zuführen von Frischluftmasse kann das Energieniveau hochgehalten werden. Diese Varianten müssen im späteren Verlauf hinsichtlich ihrer Gesamtenergetischen Effizienz verglichen werden.

Tabelle 8.5: Zusammenstellung Parameter und Ergebnisse der Hochtemperatur-Austauschstufe für eine Zieltemperatur im Heißgas für Rohgasszenario 1.

Rohgasszenario	1		
	Zielgrößen aus Kapitel 8.1	600 < Zieltemperatur < 700	
Granaliengröße in m	0,010	0,024	0,021
Granalientemperatur in °C	200	25	200
Gastemperatur in °C	800	603	690
Energieverlust in %	5,5	22,9	15,3
Abscheidelänge in m	0,35	0,90	0,75
Druckverlust in bar	0,063	0,025	0,028
Umlaufmenge in kg/s	269	412	389

8.3 Wachstumsmodell und Regeneration der Granalien

Aus den in Abschnitt 6.3.2 gezeigten Versuchsergebnissen zur Abreinigung und dem Wachstum von Klinkergranalien als Kollektormaterial für den Staub lässt sich das Wachstum des Durchmessers der Klinkergranalien in Abhängigkeit von der Ausgangsgröße der Klinkergranalien bestimmen. Hierbei wird vorausgesetzt, dass mit der Abreinigungsstufe ein ähnlich effektives Ergebnis wie in den Werksversuchen erzielt wird, vergleiche Abbildung 6.20 und Abbildung 6.21.

Der am Klinker verbleibende Staubrest lässt sich im Versuch (Abschnitt 6.3.2) zu $0,001 \pm 0,001 \text{ g}_{\text{Staub}}/\text{g}_{\text{Klinker}}$ bestimmen. Bezogen auf die Oberfläche des Kollektormaterials ergibt sich somit eine dauerhafte Staubablagerung von $4,28 \cdot 10^{-4} \pm 3,9 \cdot 10^{-4} \text{ g}_{\text{Staub}}/\text{cm}^2_{\text{Klinker}}$. Auf die Kollektoroberfläche bezogen lässt sich

dieser Wert auch auf andere Versuchskonfigurationen mit unterschiedlichen Durchmessern des Kollektormaterials beziehen. Gleichzeitig ist das Massenverhältnis von anhaftendem Staub zu Klinker ein Anhaltspunkt für das Wachstum des Kollektormaterials aufgrund der dauerhaften Staubablagerung.

$$d_{\text{Granalie mit Staub}} = d_{\text{Granalie}} \cdot 2 \cdot \sqrt[3]{\frac{1}{8} \cdot \left(1 + \frac{m_{\text{Staub,haftend}}}{m_{\text{Klinker}}} \cdot \frac{\rho_{\text{Klinker}}}{\rho_{\text{Staub}}} \right)} \quad (84)$$

Aus den experimentellen Daten lässt sich schließen, dass maximal $0,002 \text{ g}_{\text{Staub,haftend}}/\text{g}_{\text{Klinker}}$ haften bleiben. Dieser Wert kann weiterhin für das Wachstum der Granalien nach optimierter Abreinigung angenommen werden, da in den Versuchen bereits eine mechanische Abreinigung vorlag. Dies ergibt nach Gleichung (84) einen Durchmesserzuwachs von $1,001 \cdot 10^{-3} \text{ mm/mm}$ (0,1 %) bezogen auf den Granaliendurchmesser pro Durchlauf, beispielhaft dargestellt in Abbildung 8.22.

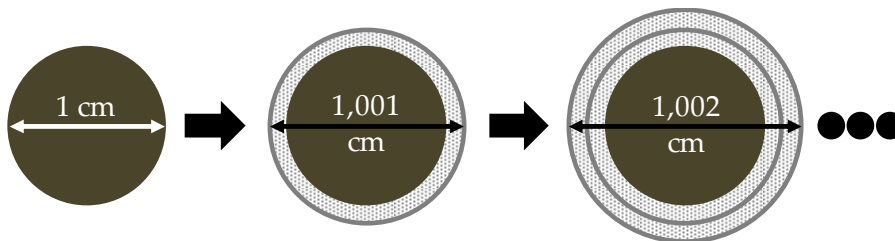


Abbildung 8.22: Skizze des Granalienwachstums durch dauerhafte Staubablagerung.

Aus der Modellierung wird für Rohgasszenario 1, bei einer Umlaufmenge von 269 kg/s und einem Staubmassenstrom von 7 kg/s , aus dem oberflächenbezogenen Haftanteil, bestimmt, dass rund $0,5 \text{ kg/s}$ (7,5 %) Staub trotz Abreinigung an den Granalien haften bleiben. Es ist anzunehmen, dass eine Klinkergranalie ca. 100 Zyklen aufgrund des Anwachsens durchlaufen kann. Es bleibt aber anzumerken, dass die Granalien nach einiger Zeit durch Abbrechen von äußeren Staub- und Klinkergranalienschichten, vergleiche

Abschnitt 5.1.1, wieder kleiner werden. Der tatsächlich auftretende Bruch und das Anwachsen muss in Pilotstudien untersucht werden und der Ersatz mit frischem Klinkermaterial entsprechend angepasst werden.

Die Regenerationsstufe gewinnt vor allem in den Szenarien an Bedeutung, wo die Klinkergranalien mit einer niedrigeren Temperatur als dem Gleichgewichtszustand in die Hochtemperatur-Austauschstufe aufgegeben werden. Dies bedeutet im Umkehrschluss, dass in Rohgasszenario 2 beispielsweise nur eine Staubabscheidung notwendig ist, da die Granalien mit der Temperatur des einströmenden Gases aufgegeben werden müssen, um Energieverluste in der Austauschstufe zu minimieren. Darf das Heißgas in der Stufe hingegen Energie an die Klinkergranalien abgeben, ist zu erwarten, dass diese in der Regenerationsstufe entsprechend wieder abgekühlt werden müssen. Die Staubabscheidung wird mit einer mechanischen Beanspruchung auf einem Rost begünstigt. Für die Abkühlung muss der Klinker gleichzeitig mit Frischluft umströmt werden. Diese Frischluft wird während des Vorgangs zu einer vorgewärmten Luft erhitzt und kann in den Prozess, zum Beispiel zur Rohmaterialtrocknung oder als Verbrennungsluft in einem gegebenenfalls benötigten Heißgaserzeuger, integriert werden. Für Rohgasszenario 1 ergibt sich die Bilanz in Abbildung 8.23 für eine Gastemperatur von 200 °C nach der Abreinigung.

8 - Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe

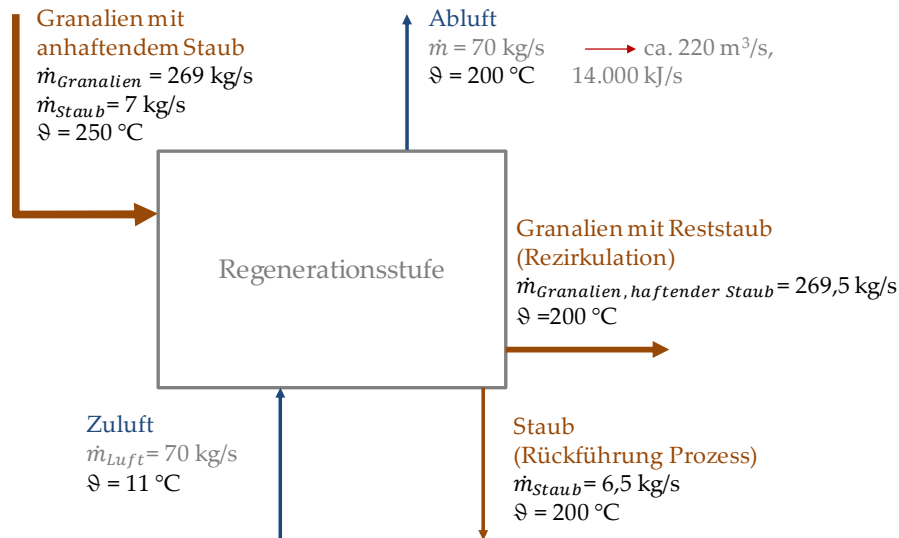


Abbildung 8.23: Bilanzierung der Regenerationsstufe für Rohgasszenario 1.

In der Hochtemperatur-Austauschstufe befinden sich in dieser Berechnung 35 t Klinkergranalien. Geht man davon aus, dass sich die gleiche Menge nochmal in der Abreinigung und im Transport befindet, werden insgesamt 105 t Klinkergranalien für die Hochtemperatur-Austauschstufe im Umlauf ohne Erneuerung benötigt. Somit werden 0,3 % des Materials pro Sekunde bewegt. Dies würde bedeuten, dass Abreinigung und Transport der Klinkergranalien nicht mehr als 6,5 min in Anspruch nehmen dürfen, ansonsten muss der Klinkergranalienpuffer im System weiter erhöht werden.

9 Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe

Durch den Verzicht auf den Zyklonvorwärmer muss das Rohmaterial kalt in den Calcinator aufgegeben werden, wodurch hier ein erhöhter Brennstoffbedarf zur Kompensation des Wärmeübergangs im Gegenstrom zu erwarten ist, siehe Abbildung 9.1. Hierbei wird zunächst davon ausgegangen, dass die Energiemenge auf der Einnahmenseite beider Prozessvarianten in Summe (Brennstoffenergie und Enthalpie der Massenströme) $3400 \text{ kJ/kg}_{\text{Klinker}}$ beträgt.

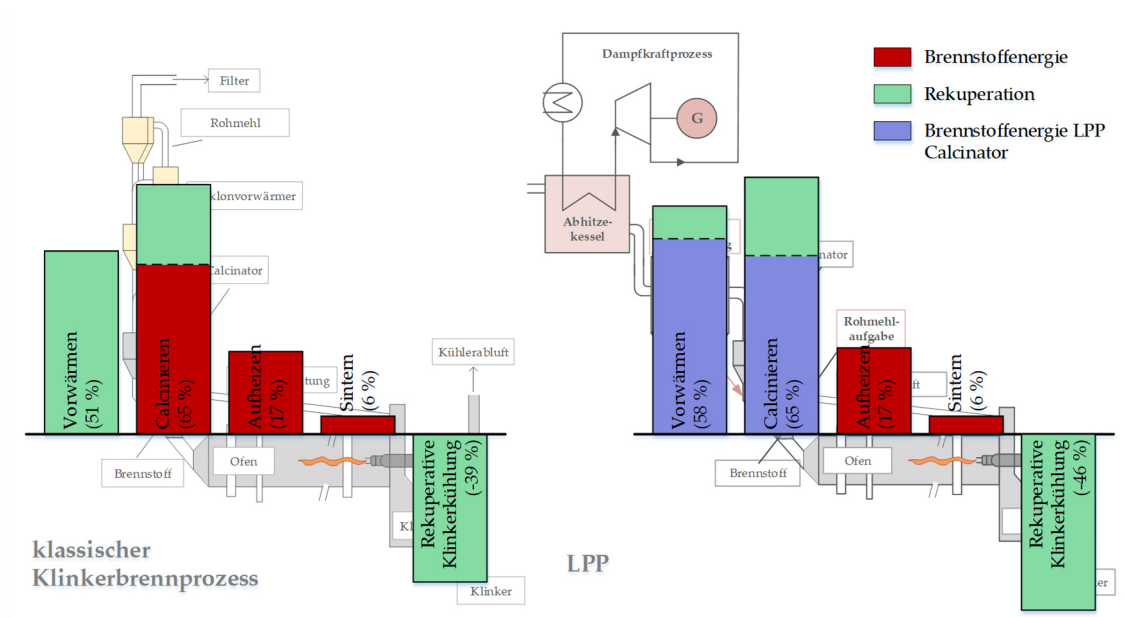


Abbildung 9.1: Energiebedarf und -übertragung der unterschiedlichen Prozessschritte im Klinkerbrennprozess in einer BAT-Anlage (links) und in dem innovativen Konzept LPP (rechts) bei einer gleichbleibenden Energieeinnahme von insgesamt $3400 \text{ kJ/kg}_{\text{Klinker}}$ [UHL2020].

Die Bereitstellung der Energie soll im LPP dabei ausschließlich aus sekundären Brennstoffen erfolgen. Auch die Dimensionierung und Ausführung des Calcinators wird sich aufgrund der Gasvolumenströme und kalten Materialaufgabe ändern. Denkbar wäre hier eine zweistufige Verschaltung von Calcinatoren mit den Aufgaben Vorwärmung und Entsäuerung [HOL2019]. In Summe verspricht das Vorgehen aber einen gesamtenergetischen Vorteil gegenüber der getrennten Klinkerproduktion und Stromerzeugung. Im

Rahmen des Projektantrages zum Forschungsvorhaben IGF 19753N wurden die in Tabelle 16.22 im Anhang zusammengestellten Daten ermittelt und dienen als Startpunkt für die Auslegung des alternativen Klinkerbrennprozesses.

9.1 Als Heißgasfilter zur Auskopplung elektrischer Energie im LPP

Für die Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe im LPP liegt die Effizienzsteigerung durch die Prozesskoppelung im Vordergrund. Ein Vergleich der nutzbaren Energieströme vom klassischen Klinkerbrennprozess als Referenzprozess mit den beiden Rohgasszenarien ist in Tabelle 9.1 (Spalte 1, 2 und 3) dargestellt.

Für die Berechnung des Dampfkraftprozesses wird davon ausgegangen, dass das Abgas des AHK noch 250 °C beträgt und dass die Gasturbine mit einem Frischdampf mit 50 bar und 450 °C arbeitet. Der Kondensationsdruck wird auf 0,1 bar festgelegt. Die Berechnungen des Dampfkraftprozesses waren im Rahmen des IGF-Forschungsvorhabens 19753 N detailliert vom LUAT der Universität Duisburg-Essen ausgearbeitet. Eine vereinfachte Berechnung anhand des Schemas in Abbildung 16.8 im Anhang erlaubt die Bestimmung der zu erwartenden Menge an produzierter elektrischer Energie.

Tabelle 9.1: Vergleich der nutzbaren Energieströme aus dem Referenzprozess, aus Szenario 1 und 2 und dem Mischkonzept für den LPP. Die Verluste wurden bilanziert sind aber nicht aufgetragen. Alle Daten sind in kJ pro kg Produkt (Klinker) angeben.

***inklusive Staub**

In kJ/kg _{Klinker}	Referenz- prozess	Szenario 1	Szenario 2	Misch- konzept 1	Misch- konzept 2
Brennstoffenergie- einsatz	3310	5323	3988	4560	4185
Reaktionsenthalpie	1734	1623	1722	1743	1723
Rohgasenthalpie mit Staub	1083	3309	1845	3080	2909
Elektrische Energie	-	630	320	400	320
Vorgewärmte Gasströme (ca. 200 °C)	-	810 + 200	690+0	660+120	610+100

Szenario 1 geht aus dieser Betrachtung als energieeffizienter hervor, allerdings hat der Heißgasstrom, der in den Abhitzeessel geführt wird ca. 860 °C. Diese Temperatur birgt eine erhebliche Belastung für die verwendeten Materialien im AHK. Geht man zudem von einer Reststaubbelastung aus, wäre es schonender aufgrund der Hafteigenschaften und isolierenden Wirkung des Staubes einen Gasstrom von unter 700 °C für die Abgasseite des Kessels anzustreben. Eine Abkühlung des Gasstroms über die Auslegung der Hochtemperatur-Austauschstufe ist, wie in Abschnitt 8.2 beschrieben, möglich, aber mit Abstrichen in der Energieeffizienz der Austauschstufe verbunden. So steigt der Energieverlust innerhalb der Hochtemperatur-Austauschstufe von rund 5 % auf bis zu 20 %, um die Heißgastemperatur von 800 auf 600 °C zu reduzieren. Zudem muss eine längere Abscheidelänge in Kauf genommen werden, da diese durch den notwendigen Einsatz der größeren Granalienfraktion bedingt wird. Dies bringt aber trotz Längenzunahme den Vorteil eines niedrigeren Druckverlustes mit sich. Als weitere Option zur

Heißgastemperaturreduzierung kann Szenario 2 diskutiert werden. Hier wird ein weiterer Zyklon nach dem Calcinator zur Rohmaterialvorwärmung eingesetzt. Hierdurch liegt eine geringere Gastemperatur im Heißgas vor. Die geringere Temperatur im Rohgasstrom von rund 600 °C bringt aber auch Nachteile mit sich. Hier kann beispielsweise kein zusätzlicher vorgewärmter Luftstrom bereitgestellt werden, da die Klinkergranalien bei der Gleichgewichtstemperatur im Umlauf gehalten werden müssen. Nur dieses Vorgehen kann zu einer maximierten Gastemperatur im Reingas führen. Anlagentechnisch wäre diese Variante mit einer Klinkergranalientemperatur von 600 °C nur schwer umzusetzen. Wie bereits in Abschnitt 8.2 erwähnt, kann eine Frischluftzufuhr nach der Hochtemperatur-Austauschstufe zur Heißgaskühlung genutzt werden. Neben Frischluft würde sich auch eine Verwendung von Prozessgas auf einem niedrigeren Temperaturniveau anbieten. Hierzu wird im folgenden ein Mischkonzept diskutiert.

Dieses Mischkonzept wird als für den Gesamtprozess energetisch effizientere Möglichkeit vorgeschlagen, bei dem nur ein Teilgasstrom zur Hochtemperatur-Austauschstufe geführt wird und der verbleibende Rohgasstrom in Zyklonen zur Rohmaterialvorwärmung genutzt werden kann. Die Prozessskizze in Abbildung 9.2 zeigt eine mögliche Verschaltung mit Rohgassplit. Der Split von 60:40 ergibt sich aus dem benötigten Gasvolumenstrom für den Materialtransport in den Vorwärmerzyklonen.

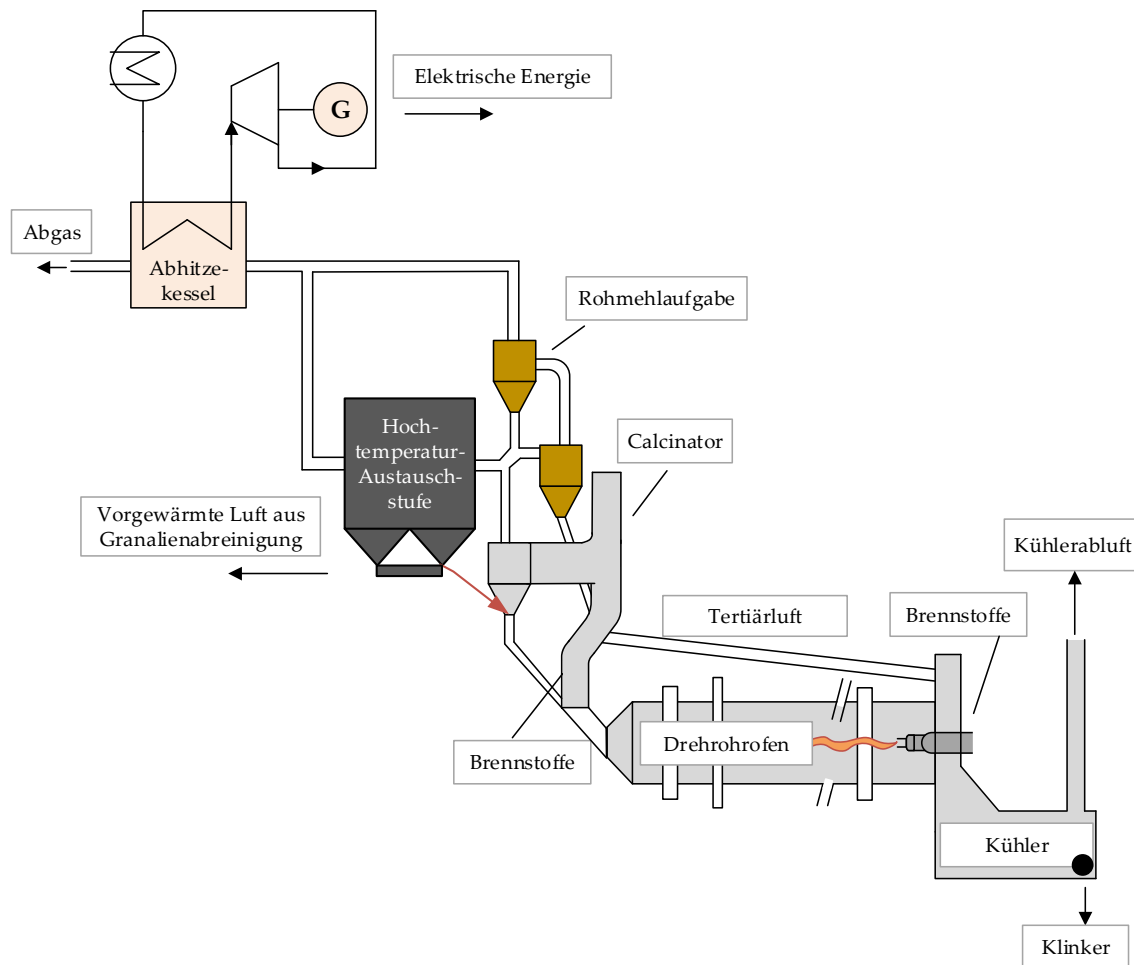


Abbildung 9.2: Skizze des Mischkonzeptes 2 mit einem Rohgassplit nach dem Calcinator.

Die Daten der Hochtemperatur-Austauschstufe ergeben sich dann wie folgt in Tabelle 9.2. Mischkonzept 1 enthält dabei einen Zyklon zur Materialvorwärmung und Mischkonzept 2 zwei Zyclone, dargestellt in Abbildung 9.2 in braun. Die Abscheideleistung des Zyclons beziehungsweise der Zyclonkaskade in Mischkonzept 1 wird dabei als 86 % und in Mischkonzept 2 als 96 % angenommen.

Tabelle 9.2: Vergleich der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 und der Mischkonzepte 1 und 2.

	Szenario 1	Mischkonzept 1	Mischkonzept 2
Querschnittsfläche in m²	81	41	39
Schüttlänge in m	0,35	0,35	0,35
Granalienmasse in der Schüttung in kg	35.365	17.892	16.929
Umlaufmenge in kg/s	269	137	132
Anteil zurückgeführter Staub in %	92,5 (von 7 kg/s)	93,3 (von 4 kg/s)	93,5 (von 4 kg/s)
Maximaler Druckverlust in bar	0,063	0,065	0,066

Die Energiebilanz für das Mischkonzept 1 ist in Abbildung 9.3 in Form eines Sankey-Diagrammes dargestellt. Im Vergleich in Tabelle 9.1 bringt das Mischkonzept gesamtenergetisch gesehen das attraktivste Ergebnis aufgrund der guten Vorwärmung bei gleichzeitiger Bereitstellung einer im Vergleich hohen Menge elektrischer Energie. Der nach dem Calcinatorzyklon geteilte Gasstrom wird hierbei nach der Abreinigung in der Hochtemperatur-Austauschstufe und der Vorwärmung von Rohmehl in den Zyklonen wieder zusammengeführt, vergleiche Abbildung 9.3, und gemeinsam auf den AHK geführt.

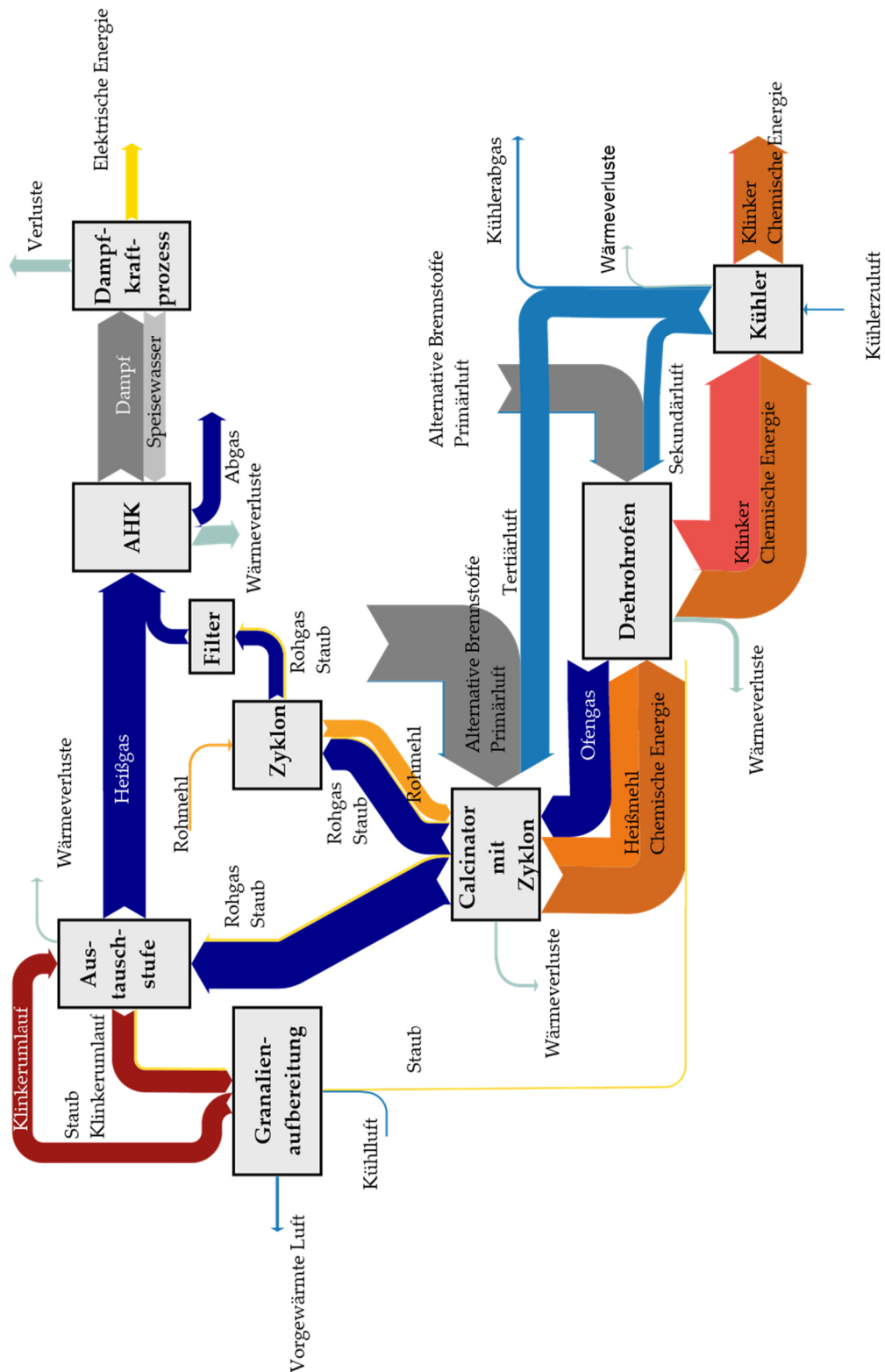


Abbildung 9.3: Energieflussbild Mischkonzept 1 mit Rohgassplit nach dem Calcinator (60 % zur Hochtemperatur-Austauschstufe und 40 % zu einem 1-stufigen Zyklonvorwärmer).

Bei Mischkonzept 1 ist aber auch deutlich zu erkennen, dass der Mischgasstrom ohne eine Entstaubung des Gases nach dem Vorwärmer mit $0,15 \text{ kg/m}^3$ (i.N., tr.) eine zu hohe Staubfracht für den Abhitzekessel mit sich bringt. Aufgrund des Temperaturniveaus kommt hier kaum konventionelle Filtertechnik, wie ein Elektro- oder Schlauchfilter, in Frage. Denkbar wäre hingegen der Einsatz von keramischen Filterelementen. Optional ließe sich dieser Gasstrom auch mit einer weiteren Hochtemperatur-Austauschstufe (Auslegung siehe Anhang Tabelle 16.25) entstauben. Damit reduziert sich der Staubgehalt des Heißgases zum Abhitzekessel in Mischkonzept 1 zu $0,001 \text{ kg/m}^3$ (i.N., tr.) und die Mischgastemperatur sinkt dabei nur um 1 K ab.

Tabelle 9.3: Gasmischung nach der Hochtemperatur-Austauschstufe und dem Zyklonvorwärmer im Mischkonzept 1.

	Gas nach Hochtemperatur- Austauschstufe	Gas nach Vorwärmer	Mischgas
	Mischkonzept 1		
Gasvolumenstrom in m^3/s (i.N., tr.)	35	24	59
Gastemperatur	798	412	641
Staubbeladung in kg/m^3 (i.N., tr.)	0,001	0,373	0,152
	Mischkonzept 2		
Gasvolumenstrom in m^3/s (i.N., tr.)	33	23	56
Gastemperatur	802	279	590
Staubbeladung in kg/m^3 (i.N., tr.)	0,001	0,112	0,046

Für Mischkonzept 2 könnte neben der im Anhang in Tabelle 16.25 angegebenen Hochtemperatur-Austauschstufe auch eine konventionelle Filtration in Frage kommen, da die Gastemperatur hier nach den Vorwärmerzyklonen geringer

und die Staubbeladung niedriger ist. Auch hier lässt sich der Staubgehalt des Heißgases bei gleichem Temperaturniveau von 0,046 auf 0,001 kg/m³ (i.N., tr.) reduzieren.

Im Vergleich zu Rohgasszenario 1 und 2 (Energieflussdiagramme Abbildung 16.9 und Abbildung 16.10 im Anhang) kann mit dem Mischkonzept immer noch eine Menge an elektrischer Energie von über 10 MW bereitgestellt werden, wodurch eine vergleichbare Menge an elektrischer Energie wie in Rohgasszenario 2 erzeugt werden kann. Im Vergleich zu Rohgasszenario 2 kann das Konzept aber effizienter umgesetzt werden, da die Umlauftemperatur der Granalien niedriger gehalten werden kann und eine Rekuperation der Energie aus den Granalien möglich ist. Mit 10 MW kann gut die Hälfte der zur Grundlastdeckung benötigten Energie bereitgestellt werden. Wobei es immer zu bedenken gilt, dass die Einrichtung der neuen Aggregate auch eine weitere Erhöhung des elektrischen Energiebedarfs mit sich bringt, welcher hier vorerst nicht bestimmt und nicht berücksichtigt werden kann. Neben der Menge an elektrischer Energie bringt das Mischkonzept den Vorteil mit sich, dass ein Teil des Rohgases für die Rohmehlvorwärmung genutzt werden kann und die Dimensionierung des Calcinators somit kleiner ausfällt. Zusätzlich entstehen noch weitere Gasströme von rund 200 °C, die zur Materialtrocknung eingesetzt werden können.

Bei Rohgasszenario 1 mit direkter Rohmehlaufgabe auf den Calcinator ist ein zweistufiges Calcinatorkonzept in Betracht zu ziehen. In einer Literaturstudie [HOL2019] wurden die Anforderungen an dieses Konzept näher betrachtet. Hieraus resultiert der Vorschlag zwei Calcinatorstufen zu kombinieren. Die Auswahl fällt dabei auf eine Stufe zur Vorwärmung des Rohmehls, hierfür kommt ein Calcinator mit offener Flamme, wie ein Downdraft-Calcinator [DUD1985], in Frage. Ein Vorteil der Rohmehlerwärmung mit einer offenen Flamme könnte sein, dass es aufgrund der schnellen Erhitzung nur zu einer geringen CO- und VOC-Freisetzung (Volatile Organic Components) kommt

[ZUN2002]. Die zweite Calcinatorstufe soll vor allem die Entsäuerung steuern und dabei die Möglichkeit bieten, auch niederkalorische und grobe alternative Brennstoffe einsetzen zu können. Dabei gilt es zu beachten, dass die Brennstoffe die in der 17. BImSchV [BUN2013] vorgegebene Ausbrandtemperatur und Verweildauer einhalten. Dies kann durch eine spezielle Calcinatorkonstruktion, wie bei der Prepol SC-Brennkammer [WOL2014] oder dem Pyrorotor [KHD2018], erreicht werden.

Eine zusätzliche Möglichkeit zur Steigerung der Raten an alternativen Brennstoffen für den LPP kann in Kombination mit einer Anreicherung der Verbrennungsluft mit Sauerstoff zu hohen Gesamteffizienzzraten führen. Diese potentielle Optimierung ist aber nicht Gegenstand dieser Arbeit und wird im IGF-Vorhaben 19753 N betrachtet.

9.1.1 Wirtschaftliche Einordnung des innovativen Prozesskonzeptes

Für eine Umsetzung des innovativen Konzeptes LPP spielt zudem die wirtschaftliche Betrachtung eine wichtige Rolle. Erste Betrachtungen hinsichtlich der Amortisationszeit ergeben, dass diese für eine Investitionssumme von 30 bis 60 Mio. € innerhalb einer Zeitspanne von 20 Jahren liegen kann. Dabei bildet die Grundlage der Berechnungen die Voraussetzung, dass mit einer 100 % Grundlastdeckung die rund 20 MW benötigte elektrische Energie durch den Dampfkraftprozess bereitgestellt werden kann. Neben den Investitionskosten müssen die Betriebskosten ausführlicher bestimmt werden. Zunächst werden diese Anhand von verfügbaren Daten abgeschätzt, siehe Tabelle 9.4.

Tabelle 9.4: Übersicht über die Eingabedaten zur Berechnung der Amortisationsdauer der verschiedenen Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen nach [PIL2018].

Ofenlauftage	300 Tage/Jahr	[LEI2013]
Strompreis	33,70 €/MWh	www.eex.com/de/ 02.03.2020
Strombedarf eines Werkes	110 kWh/t _{Zement}	[VDZ2019]
Klinkerproduktion	3000 t/d	Annahme Referenzprozess
Grundlast des Zementwerkes	20 MW	Nach Szenario 1
Betriebskosten	350.000 €/Jahr	Angelehnt an [LEI2013]
Produktion elektrischer Energie	20 MW	Nach Szenario 1

Bei der Amortisationsdauer in Abbildung 9.4 fällt auf, dass die Befreiung von der EEG-Umlage einen beachtlichen Einfluss hat. Die Zementindustrie profitiert derzeit bei dem Bezug von Strom von der Reduzierung der EEG-Umlage, da sie zu den energieintensiven Industrien zählt.

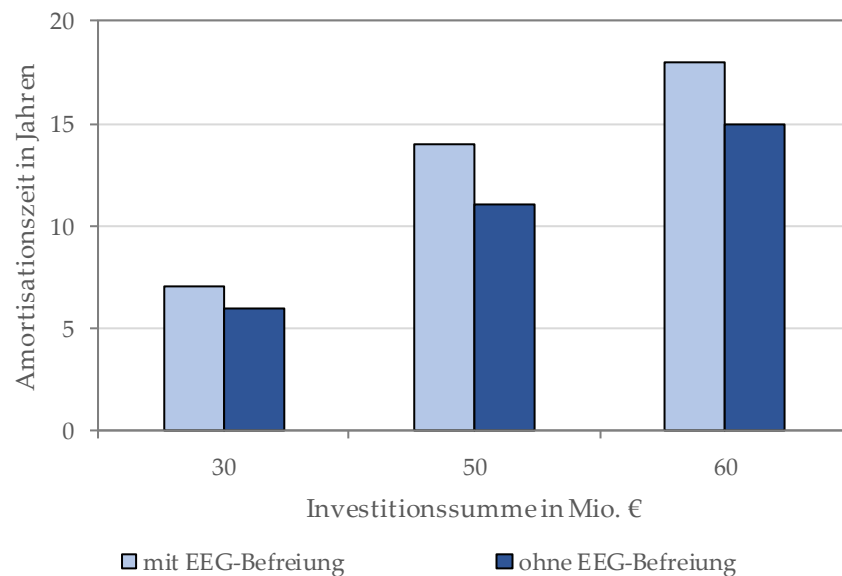


Abbildung 9.4: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Investitionssummen und mit und ohne EEG-Befreiung.

Falls es in Zukunft zu einer Änderung der gesetzlichen Lage kommt, lohnt sich eine Investition in den Low Profile Prozess umso mehr. Diese Investition kann zudem von verschiedenen Förderprogrammen profitieren. So besteht die Möglichkeit eine Förderung im Rahmen des Umweltinnovationsprogramms zu erhalten. Dieses Programm bezieht sich im Besonderen auf Innovationen und Techniken, die noch nicht großtechnisch umgesetzt wurden [KfW2019]. Nachdem bereits die erste Anlage umgesetzt wurde, aber noch nicht mehr als vier existieren, kann das Energieeffizienzprogramm „Abwärme“ der KfW Bank bei der Finanzierung in Betracht gezogen werden [KfW2018]. Diese beiden Förderprogramme bieten wie in Abbildung 9.5 dargestellt einen Vorteil für die Amortisation.

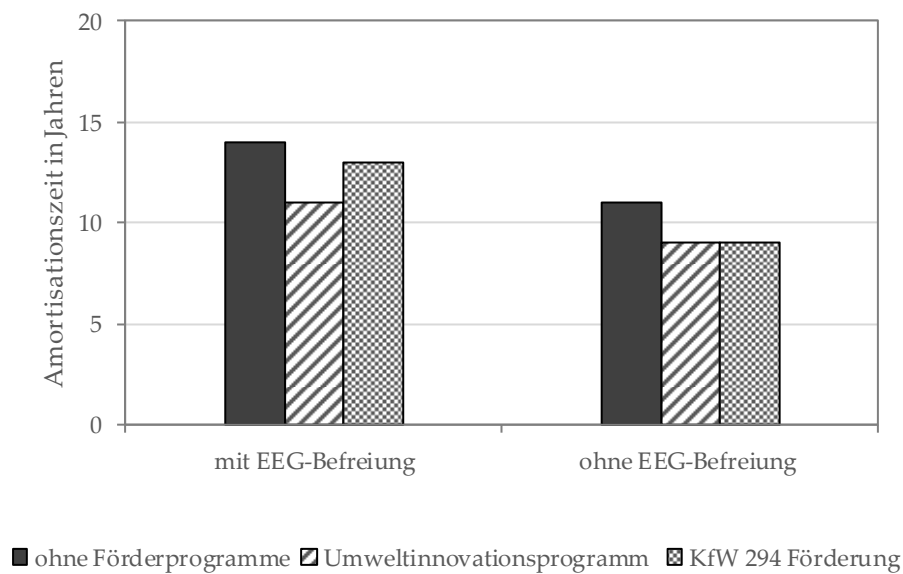


Abbildung 9.5: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Förderprogramme und mit und ohne EEG-Befreiung.

Hingegen bringt die Überlegung, nur einen Teil der produzierten elektrischen Energie für den Eigenbedarf zu nutzen und den Rest einzuspeisen, keinen wirtschaftlichen Vorteil. In Abbildung 9.6 wird gezeigt, dass die Einsparung von Kosten für den Einkauf externer elektrischer Energie gegenüber der Vergütung aus der Einspeisung überwiegt.

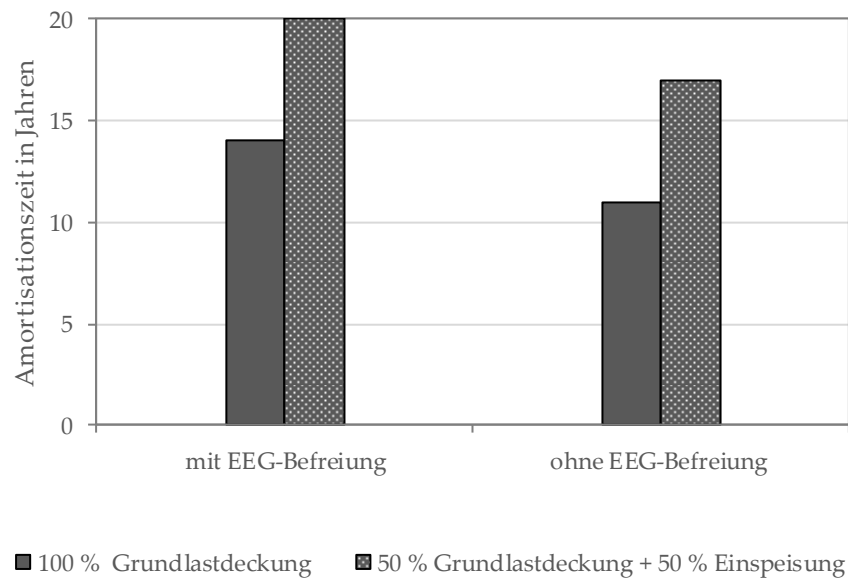


Abbildung 9.6: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Einspeiseraten und mit und ohne EEG-Befreiung.

Hinsichtlich der ökologischen und ökonomischen Überlegungen wird im Anschluss an diese Arbeit im Rahmen des Forschungsvorhabens IGF 19753 N eine Bilanzierung der CO₂-Emissionen im LPP durchgeführt und mit dem klassischen Prozess verglichen, da die CO₂-Emissionen eine treibende Größe für Innovationen in der Zementindustrie darstellen.

9.2 Bypassoptimierung mit der Hochtemperatur-Austauschstufe

Als praxisnähere Einsatzmöglichkeit wird die Hochtemperatur-Austauschstufe zur Staubabscheidung im Bypass vorgeschlagen, da hier nur wenige Filtertechniken einsetzbar sind und ihr Einsatz oftmals mit einer starken Abkühlung beziehungsweise Verdünnung des Gasstromes verbunden ist. Eine weitere Besonderheit des Bypassgases stellt der besonders klebrige Staub dar. Es lässt sich annehmen, dass dieser besonders gut in der Hochtemperatur-Austauschstufe abgeschieden werden kann, siehe Abschnitt 3.4. Zudem können in einem Temperaturfenster zwischen 250 und 1200 °C, vergleiche Abbildung

9.7, bereits viele der kreislaufbildenden Komponenten mit dem Staub aus dem System ausgeschleust werden.

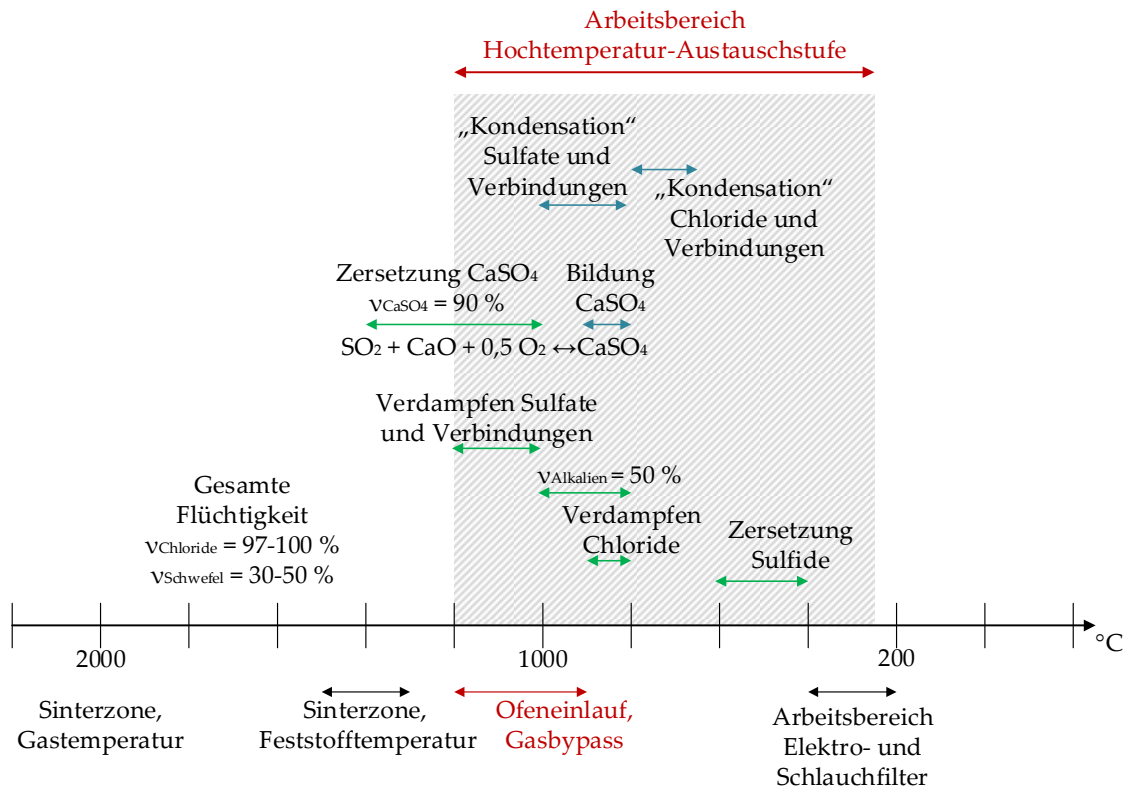


Abbildung 9.7: Übersicht des Phasenänderungsverhaltens der kreislaufbildenden Komponenten nach [COR2014, HOL1992, JAW1977, KER1993].

Für den Bypass wurde die Optimierung der Hochtemperatur-Austauschstufe mit einem Gasvolumenstrom von 3,5 m³/s (i.N., tr.) gerechnet, welcher sich für eine Zementklinkerproduktionsanlage nach dem Stand der Technik mit 3000 t_{Klinker} pro Tag und rund 10 % Bypassabzug ergeben. Für einen solchen Gasstrom ergibt sich für eine Hochtemperatur-Austauschstufe mit 0,01 m Granalien bei 200 °C Aufgabetemperatur und einer Anströmgeschwindigkeit von 4 m/s das in Abbildung 9.8 dargestellte Schema. Die Hochtemperatur-Austauschstufe fasst dabei rund zwei Tonnen Klinkergranalien, unter Einbezug der Abreinigung und des Transportweges verdreifacht sich dieser Wert. Bei einer Umlaufmenge von 22 kg/s bedeutet dies, dass das gesamte Material innerhalb von 5 Minuten einmal im Kreis gefahren wird. Entsprechend darf die

Dauer von Abreinigung und Transport diese Zeit nicht überschreiten, andernfalls muss der Puffer an Material im Transport erhöht werden.

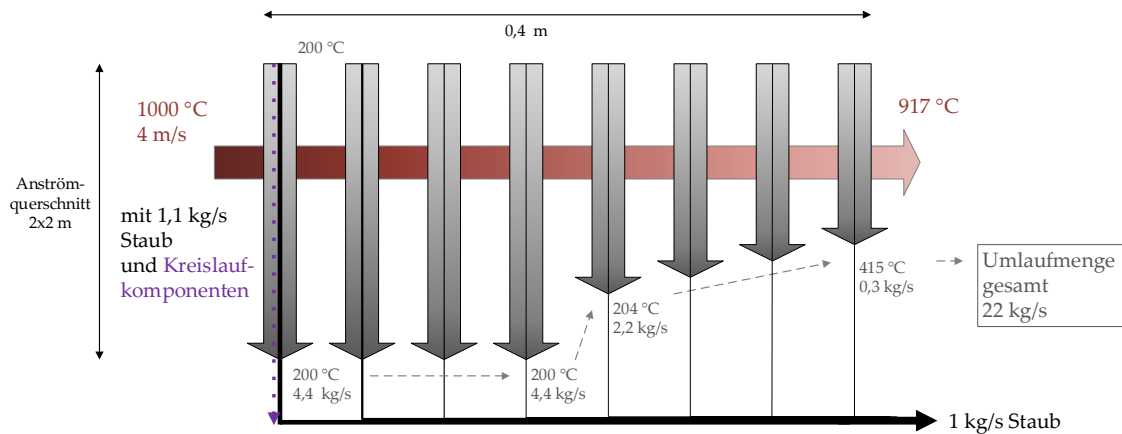


Abbildung 9.8: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass
(3,5 m³/s (i.N., tr.), 0,3 kg/m³ (i.N., tr.) Staub, 1000 °C).

Für einen solchen Gasstrom kann die Austauschstufe, im Vergleich zum LPP, wesentlich kleiner dimensioniert werden, wodurch diese Anwendung auch für die Umsetzung als Pilotanlage in Betracht kommt. Bedingt durch den Teilgasstrom und den damit verbundenen geringeren Enthalpiegehalt im Gas sind die Verhältnisse für den Wärmerückhalt in der Hochtemperatur-Austauschstufe anders. Der Energieverlust liegt mit rund 6,5 % etwas höher als im LPP. Die Granalien erreichen, abhängig von der aus der Beladung resultierenden hohen Umlaufgeschwindigkeit, nur eine geringe Temperaturerhöhung, siehe Abbildung 9.9 links. Die Verläufe der Gas- und Feststofftemperaturen über die Schüttlänge zu verschiedenen Zeitpunkten ist in Abbildung 9.9 für zwei Staubbeladungen dargestellt, die den erwarteten Bereich der Staubbeladung im Bypass einer Industrieanlage absteckt [STE1986]. Es lässt sich erkennen, dass die Annäherung der Granalien an die Gastemperatur aufgrund der Verweilzeit im betrachteten Fall nicht vollständig erreicht wird.

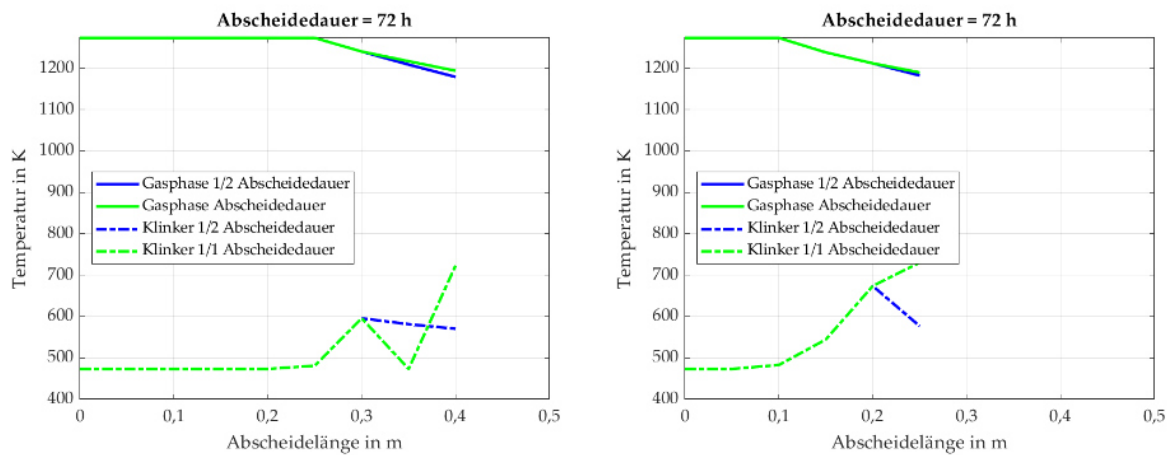


Abbildung 9.9: Ausschnitt der Berechnung der Gas- und Feststofftemperaturen für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) (rechts).

Für die kreislaufbildenden Komponenten lässt sich schließen, dass eine Abscheidung dieser besonders im vorderen Bereich der Schüttung erfolgen kann. In diesem Bereich wird auch der meiste Anteil an Staub abgeschieden, siehe Abbildung 9.10. Dieser Staub muss somit aufgrund der Beladung mit Kreislaufkomponenten abgeführt werden. Es gilt aber zu untersuchen, ob die Kreislaufkomponenten direkt in der ersten Schicht sublimieren und somit nur ein Teilstrom des abgeschiedenen Staubes separiert werden muss und der restliche abgeschiedene Staub in den Prozess zurückgeführt werden kann.

Durch die Anpassung des maximalen Filterbelegungsgrades von 0,025 kg/m³ in Abschnitt 8.1 kann auch bei der Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass für den Auslegungsbereich der Staubbeladung von 0,05 bis 0,3 kg/m³ (i.N., tr.) eine zeitlich konstante Staubabscheidung und eine geringe Beeinflussung des Druckverlustes durch Staubablagerungen in der Schüttung gewährleistet werden. Dies wird in Abbildung 9.10 und Abbildung 9.11 durch die Überlagerung der aufgetragenen Daten zu verschiedenen Zeitpunkten deutlich.

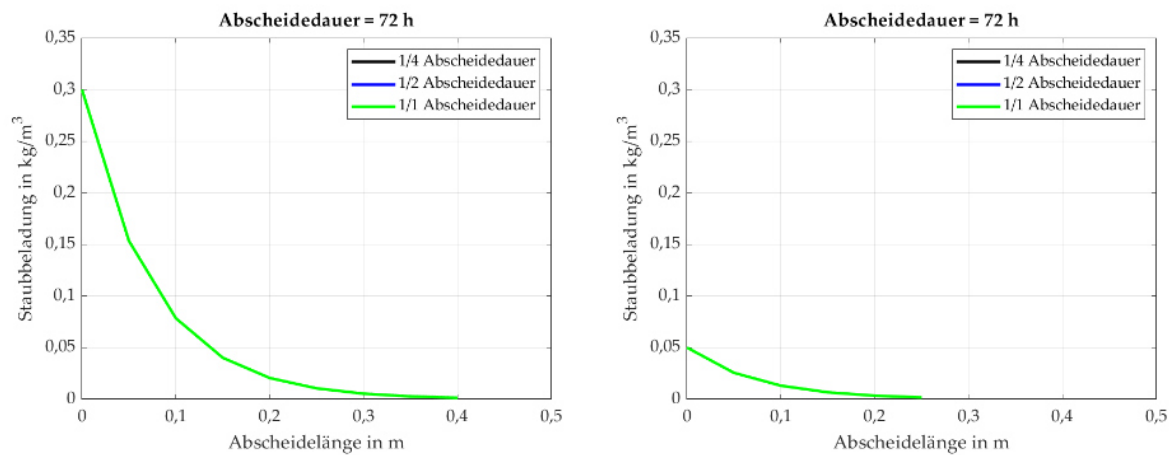


Abbildung 9.10: Ausschnitt der Berechnung der Staubbelastung für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) (rechts).

Bei der Verwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe zur Heißgasfiltration eines Bypassgases bei geringerer Beladung wird, wie in Abbildung 9.11 zu sehen, eine geringere Schüttlänge benötigt, wodurch in Abbildung 9.11 (links) ein geringerer Druckverlust resultiert.

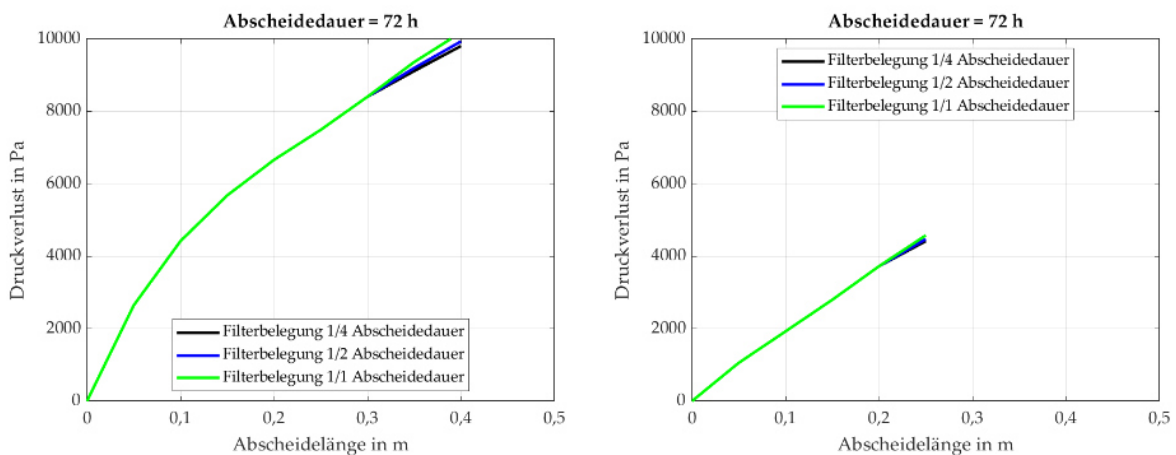
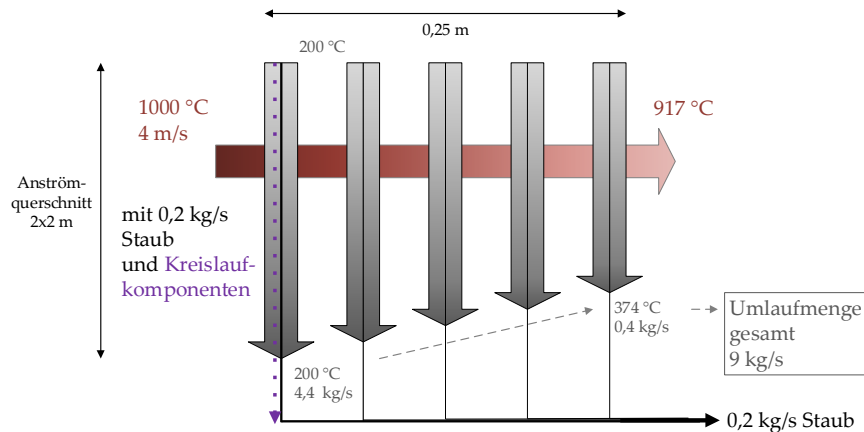


Abbildung 9.11: Ausschnitt der Berechnung des Druckverlustes für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) (rechts).

Bei einem Bypass mit geringer Staubbelastung wird sich die Abscheidelänge verkürzen und die Umlaufmenge verringern, siehe Abbildung 9.12.



**Abbildung 9.12: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass
(3,5 m³/s (i.N., tr.), 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) Staub, 1000 °C).**

Für einen flexiblen Einsatz kann die Austauschstufe für eine maximale Staubbeladung ausgelegt werden und über die Wanderungsgeschwindigkeit der Granalenschichten an die tatsächlich vorliegende Staubbeladung angepasst werden. Bei Anwendung der Dimensionen für eine höhere Staubbeladung, wie in Abbildung 9.11, kann man beispielsweise für 0,05 kg/m³ (i.N., tr.) mit einem Sechstel der Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien arbeiten.

In allen Fällen stellt aber die erste Klinkergranalenschicht den ersten Kontakt des Gases mit dem kalten Material (rund 200 °C) dar. An den ersten Schichten wird aber, wie in Abbildung 9.10 gezeigt, auch der größte Massenstrom an Staub abgeschieden. Durch die gleichzeitige Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub, müsste der Staubstrom der ersten Schichten separiert werden und das bereits (teil-)calcinierte Material kann nicht in den Prozess zurückgeführt werden. Geschickt wäre eine getrennte Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub. Da der Staub aufgrund der herrschenden Abscheidemechanismen immer vermehrt in den ersten Klinkergranalenschichten abgeschieden wird, soll die Abscheidung der Kreislaufkomponenten in die Mitte der Austauschstufe verschoben werden. Hierfür muss die Temperaturführung in der Schüttung angepasst werden, damit die ersten Schichten keine Kondensation aus der Gasphase initiieren.

Die erste denkbare Möglichkeit ist eine Änderung der Strömung von Quer- zu Gegenstrom. Hier ließe sich die Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub mithilfe der Differenz aus Klinkergranalien und Gastemperatur gezielt steuern, siehe Abbildung 9.13.

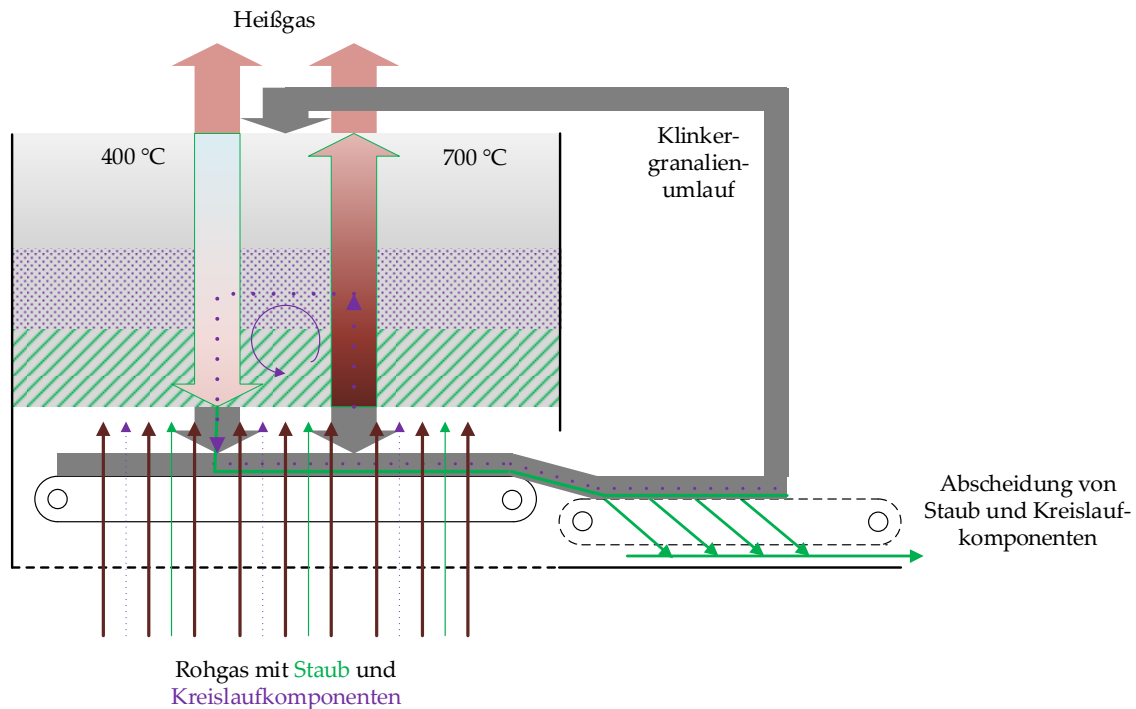


Abbildung 9.13: Skizze einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Gegenstrom zur örtlich getrennten Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub.

Die Kreislaufkomponenten würden zuerst auf den frischen Klinkergranalien abgeschieden und dann der Staub. Durch das weitere Aufheizen der Granalien im Gegenstrom kann es allerdings zu einem erneuten Verflüchtigen der Komponenten kommen. Wenn die Klinkergranalien mit dem Staub und den Kreislaufkomponenten abgeführt werden, muss nur die spezifische Trennung der beiden Ablagerungen untersucht werden.

Eine weitere Möglichkeit, bei der keine nachträgliche Trennung von Staub und Kreislaufkomponenten zu erwarten ist, kann durch eine verschaltete Querstromführung, siehe Abbildung 9.14, dargestellt werden. Durch eine Anpassung der Verschaltung des Schichtenaustausches im Modell kann diese

Variante entsprechend für den Bypass berechnet werden. Hierbei werden die ersten Schichten so heiß vorgelegt, dass die Kreislaufkomponenten hier nicht abgeschieden werden. Dadurch, dass hier aber die größte Staubmenge zu erwarten ist, muss das Material bei einer hohen Austauschgeschwindigkeit gehalten werden, sodass eine erhebliche Menge an vorgewärmten Klinkergranalien bereitgestellt werden muss. Diese Menge wird in einem Pufferbereich im hinteren Teil der Schüttung erwärmt. Da die Staubbeladung hier gering ist, kann die Verweilzeit der Granalien erhöht werden, wodurch sich diese entsprechend aufheizen. Die Verhältnisse der Verweilzeiten wirken sich hierbei auf die Länge der Pufferschichten aus, da die schnelle Umlaufgeschwindigkeit im vorderen Teil der Schüttung ausgeglichen werden muss, um ausreichend Material zur Verfügung zu stellen. Zwischen der Staubabscheidezone (grün in Abbildung 9.14) und der Pufferzone (grau) befindet sich eine Zone für die Abscheidung der kreislaufbildenden Komponenten (violett). Um eine ausreichende Temperaturdifferenz zwischen Gas und Feststoff zu schaffen, werden die Klinkergranalien hier mit 200 °C aufgegeben. In diesem Bereich kann es aber trotz der vorgelagerten Staubabscheidezone zu Abscheidung von Staub kommen, deshalb muss der abgeschiedene Massenstrom aus dieser Zone verworfen werden oder gezielt aufgereinigt werden. Die Abreinigung der unterschiedlichen Stoffströme wird in Abschnitt 9.1.1 beschrieben.

Die letzte Zone der beschriebenen Hochtemperatur-Austauschstufe mit Temperaturverschaltung des Umlaufmaterials könnte zudem mit zusätzlichen Wärmetauscherflächen, beispielsweise in Form von Rohren, ausgestattet werden. In diesem Bereich wird nur wenig Staub abgeschieden, sodass die Flächen weitgehend ohne Einfluss des isolierenden Staubes vorliegen und zusätzlich würde eine Abreinigung durch den moderaten Umlauf der Granalien stattfinden. Diese Option kann eine ergänzende Bereitstellung von Energie für einen bestehenden Dampfkraftprozess darstellen.

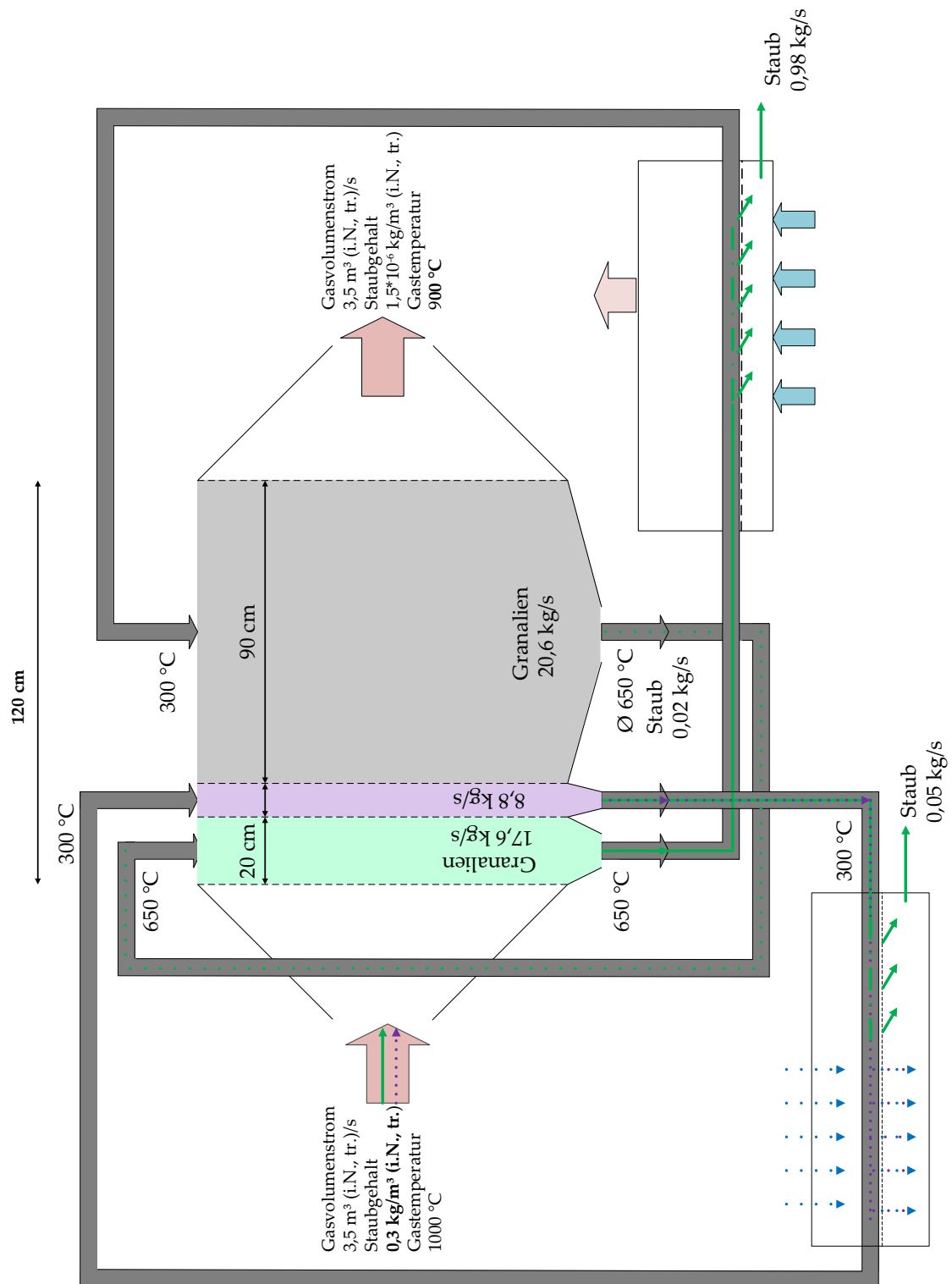


Abbildung 9.14: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe mit gekreuzter Verschaltung der Rückführung des Umlaufmaterials zur getrennten Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub.

9.2.1 Abreinigung der Klinkergranalien

Für eine stofflich und energetisch effektive Nutzung der Hochtemperatur-Austauschstufe muss das Umlaufmaterial nach Durchlaufen der Abscheidestufe abgereinigt werden. Es soll eine maximierte Rückführung des Materials in den Prozess erfolgen. Für staubbehaftete Klinkergranalien ist eine mehrstufige Siebung denkbar. Hierbei können sowohl zu stark angewachsene Klinkergranalien mit dauerhaft haftendem Staub als auch zerbrochene Klinkergranalienfragmente und Staub abgetrennt werden. Vom Staub befreite und intakte Klinkergranalien werden in einem zweiten Schritt nach Bedarf mit Frischluft beaufschlagt und so auf die Aufgabetemperatur für die Schüttung gebracht. Die verwendete Kühlluft wird dabei wie in Abschnitt 8.3 beschrieben erwärmt und kann als Verbrennungsluft oder zur Materialtrocknung eingesetzt werden.

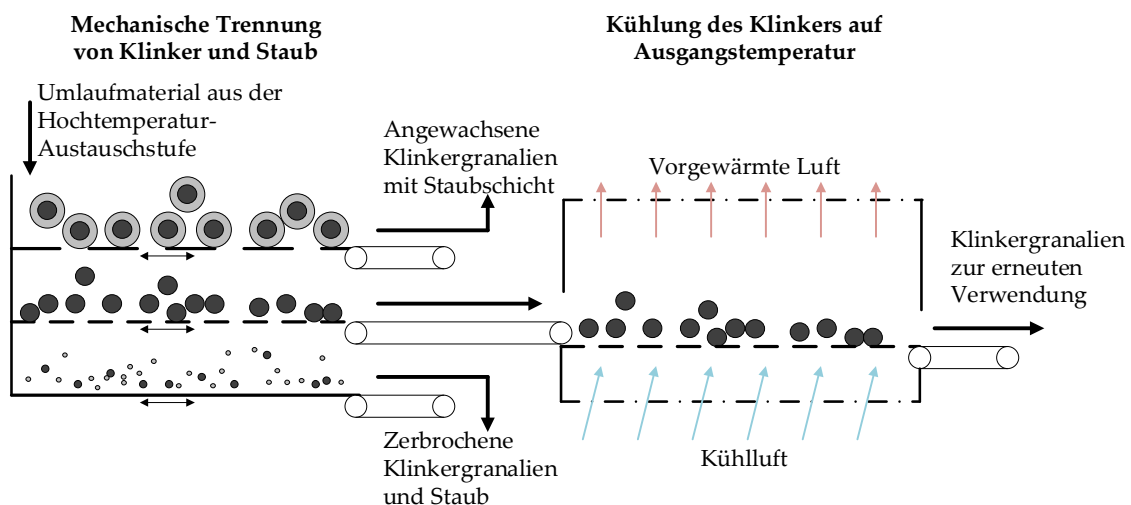


Abbildung 9.15: Schematische Darstellung der Abreinigung verwendeter Klinkergranalie mit anschließender Kühlung.

Bei Umlaufmaterial, das sowohl mit Staub als auch kondensierten kreislaufbildenden Komponenten beaufschlagt ist, muss versucht werden die Kreislaufkomponenten zu entfernen. Nach der mechanischen Abtrennung von Staub ist hier ein Waschschrift der Granalien denkbar, um beispielsweise anhaftende Chloride in Lösung zu bringen und so von den noch warmen

Klinkergranalien zu trennen. Durch diesen Waschvorgang werden die Granalien gleichzeitig gekühlt. Der zuvor abgeschiedene Staub muss nach der Abtrennung auf den Gehalt an Kreislaufkomponenten getestet werden, um eine mögliche Rückführung in den Prozess als (teil-)calcinierter Material zu prüfen. Die aufgrund der Staubablagerung angewachsenen und aussortierten Klinkergranalien müssen ebenfalls auf die Menge an anhaftenden Komponenten überprüft werden. Sofern alle Grenzwerte, wie der Chlorid- und Sulfatgehalt im Zement, eingehalten werden, kann dieser Klinker vermahlen und dem Zement zugegeben werden.

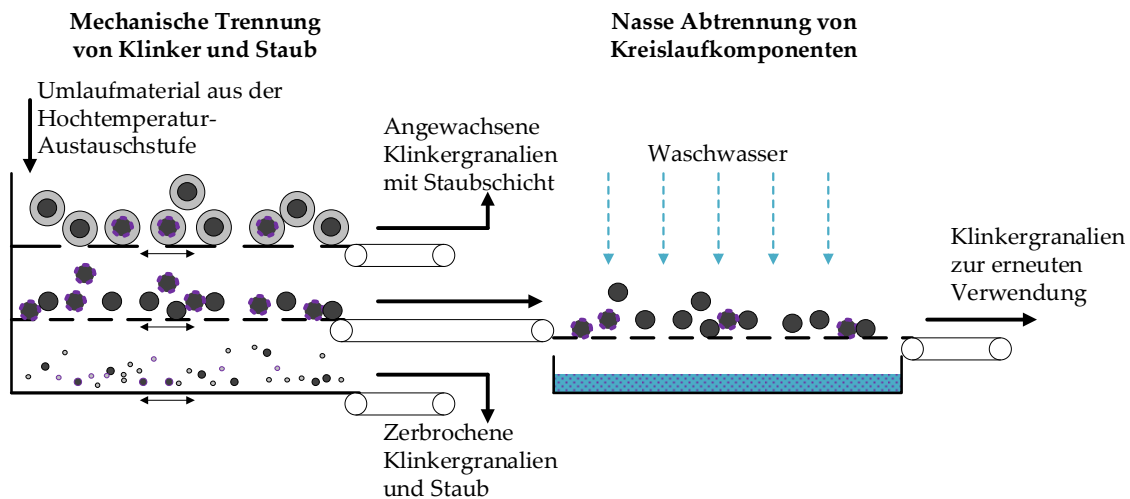


Abbildung 9.16: Schematische Darstellung der Abreinigung verwendeter Klinkergranalien mit anschließender nasser Reinigung zur Entfernung von anhaftenden Kreislaufkomponenten.

9.3 Sekundärrohstoffeinsatz und Bypass im LPP

Der Low Profile Prozess hat das Potential einen hohen Sekundärrohstoffeintrag, auch von höher belastetem Material, zu ermöglichen. Im LPP kann es zwar genauso zur Ausbildung von Kreisläufen kommen, aber durch die Hochtemperatur-Austauschstufe mit Regenerationsstufe ist ein Staubbypass leicht zu integrieren. Es ist davon auszugehen, dass die kreislaufbildenden Komponenten, wie in Abbildung 9.7 gezeigt, im Temperaturbereich der

Hochtemperatur-Austauschstufe abgeschieden werden können. Geht man zusätzlich davon aus, dass die Komponenten bei Calcinationstemperatur noch vollständig gasförmig vorliegen, können die Kreislaufkomponenten im Bereich der Hochtemperatur-Austauschstufe ausgetragen werden. In Abbildung 9.17 ist das zu erwartende Kreislaufverhalten zwischen Ofen und Hochtemperatur-Austauschstufe dargestellt. Treffen die kreislaufbildenden Komponenten im LPP mit dem Rohgasstaub auf die Klinkergranalien der Hochtemperatur-Austauschstufe, die im vorderen Bereich der Schüttung aufgrund des stetigen Austausches nur rund 200 °C warm sind, ist zu erwarten, dass die Abscheidung hier komplett erfolgt. Im Konzept des LPP soll der Staub im besten Fall in den Prozess zwischen Calcinator und Drehrohrofen zurückgegeben werden, um die bereits eingebrachte chemische Energie nicht zu verwerfen. Aufgrund der hohen Konzentration an sublimierten Komponenten kann dieser Staubstrom aber auch als Staubbypass abgeführt werden, wodurch der Kreislauf entlastet wird. So wird im Gegensatz zum klassischen Prozess kein Gas mit abgezogen und der Energieverlust über die Gasphase durch den Bypass kann geringgehalten werden. Bei hohen Staubgehalten muss auch hier eine Trennung der Stoffströme erfolgen, um eine hohe Rate zur Rückführung in den Klinkerproduktionsprozess zu erreichen. Sofern es in zukünftigen Projekten möglich ist, die örtliche Abscheidung der kreislaufbildenden Komponenten zu differenzieren, ist es auch hier denkbar einen Teilstaubstrom aus dem hinteren Teil der Hochtemperatur-Austauschstufe in den Prozess zurückzuführen.

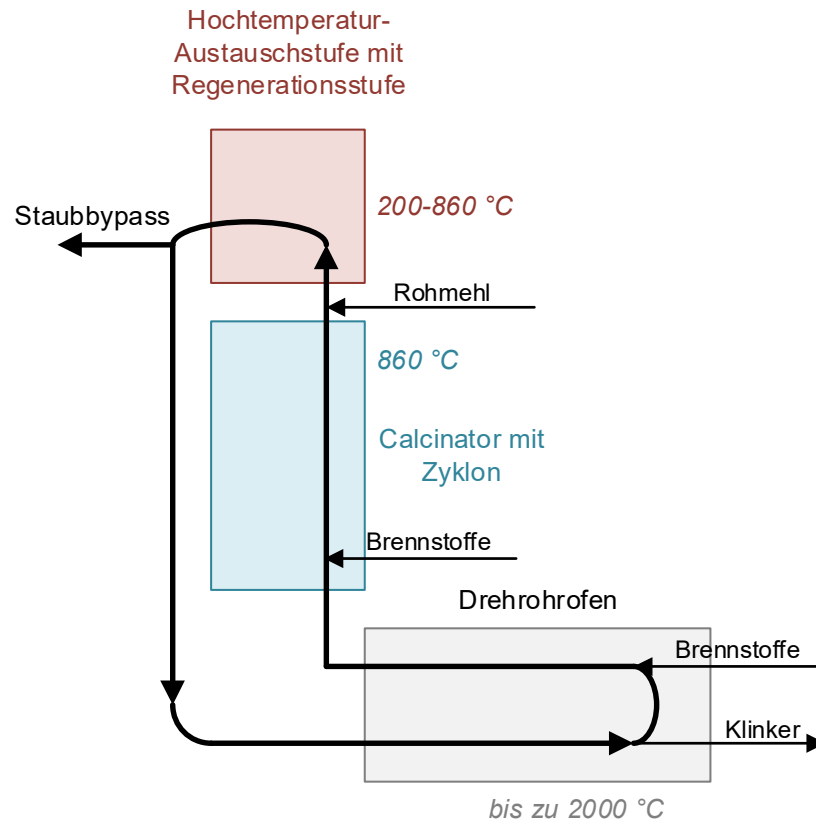


Abbildung 9.17: Kreislaufbildung im LPP.

Für das Mischkonzept gestaltet sich das Kreislaufverhalten komplexer, da der Anlagenteil Zyklonvorwärmer mit einem Temperaturbereich von 410-860 °C hinzukommt. Durch den Rohgassplit nach dem Calcinator teilt sich auch der Kreislauf auf. Der in Abbildung 9.18 gestrichelt dargestellte Teil bildet einen Kreislauf zwischen Ofen und Zyklonen, der in dieser Anordnung nicht unterbrochen werden kann. Hier kann lediglich der Teil der kreislaufbildenden Komponenten ausgeschleust werden, der in die Hochtemperatur-Austauschstufe geführt wird. Hier ist wie oben beschrieben ein Staubbypass möglich. Je nach Belastung kann in jedem Fall ein zusätzlicher Gasbypass im Ofeneinlauf installiert werden. Für diesen kann wie in Abschnitt 9.2 eine eigene Hochtemperatur-Austauschstufe verwendet werden und der gereinigte Gasstrom mit auf den Abhitzeessel geführt werden.

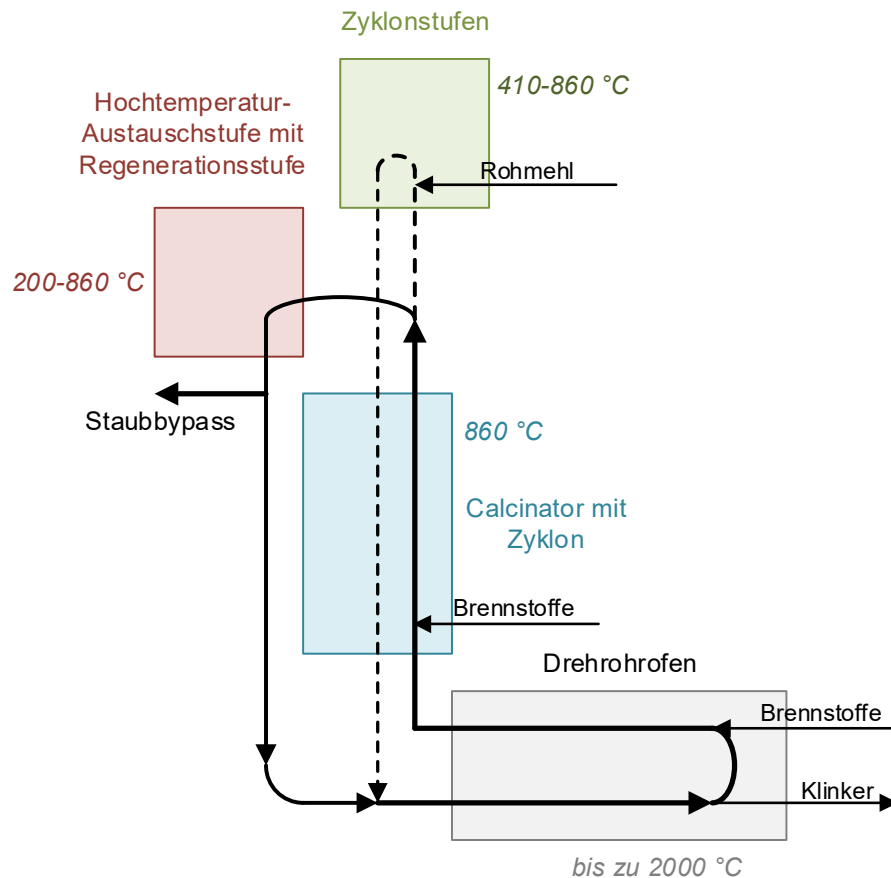


Abbildung 9.18: Kreislaufbildung im LPP-Mischkonzept.

Die energetisch effizientere Nutzung der Hochtemperatur-Austauschstufe als integrierten Bypass kann es ermöglichen weit höhere Anteile an Kreislaufkomponenten abzuführen. Somit können auch höhere Eintragsraten über Brenn- und Rohstoff in den Prozess akzeptiert werden.

10 Zusammenfassung

Die Zementindustrie zählt zu den energieintensiven Industrien. Für die Produktion von Zement beziehungsweise dem Zwischenprodukt Klinker werden erhebliche Mengen Brennstoffenergie sowie elektrische Energie benötigt. Zudem unterliegt der Prozess rohstoffbedingt einem hohen CO₂-Ausstoß. Die stoffliche und energetische Optimierung stellt somit eine Triebkraft für innovative Prozesskonzepte dar. So wird am Institut für Nichtmetallische Werkstoffe das Konzept des Low Profile Prozesses untersucht, und so auch in dieser Arbeit. Der LPP eröffnet die Möglichkeit den Zementklinkerprozess in Kombination mit der Bereitstellung von elektrischer Energie zu betreiben. Hierfür muss die Prozessführung geändert werden, sodass ein effizienter Einsatz eines Dampfkraftprozesses zur Produktion elektrischer Energie möglich ist. Hierbei kommt eine Hochtemperatur-Austauschstufe als bewegter Schütttschichtfilter im Heißgas zum Einsatz. Die Bilanzierung und Auslegung der Hochtemperatur-Austauschstufe ist dabei der Kernpunkt dieser Arbeit, um den Einsatz als Heißgasfilter beschreiben zu können.

Die Staubabscheidung und der Wärmeübergang in der Schüttung der Hochtemperatur-Austauschstufe können mit physikalischen, chemischen und thermodynamischen Zusammenhängen beschrieben werden. Da bisher keine Anlagen im vorgesehenen Temperaturbereich mit einer solchen bewegten Schüttung vorliegen, dient der Werksversuch als erste Umsetzung in die Praxis und zur Generation von aussagekräftigen Daten für das Verhalten von Prozessstaub in einer Klinkergranalienschüttung. Dabei konnte der erfolgreiche Einsatz einer Klinkergranalienschüttung zur Staubabreinigung im Heißgasbereich gezeigt werden. Die Ergebnisse der Auswertung der Einzelparameterstudie im Werksversuch zeigen zudem die Anwendbarkeit des zuvor aufgestellten physikalisch-chemischen Modells für die Vorgänge in einer stationären Klinkergranalienschüttung.

Durch eine Erweiterung des Modells hin zu einer bewegten Klinkerschüttung im Kreuzstrom zur Gasphase lässt sich die Anwendung für einen Prozessgasstrom im LPP beschreiben. Als Ergebnis lässt sich festhalten, dass die Hochtemperatur-Austauschstufe für Heißgasströme mit unterschiedlichen Volumenströmen, Staubgehalten und Temperaturen ausgelegt werden kann. Der Volumenstrom und dessen Staubbeladung sind ausschlaggebende Größen, die in der Anlage zu berücksichtigen sind und für das Modell der Hochtemperatur-Austauschstufe als Eingangsgrößen verwendet werden können. Als Ergebnis kann ein entsprechender Heißgasstrom mit seiner Staubbeladung und Temperatur, sowie der Druckverlust über die bewegte Schüttung, als wichtige Parameter für den Betrieb eines Abhitzekessels bestimmt werden.

Neben der Bilanz der Hochtemperatur-Austauschstufe ist auch die ganzheitliche Betrachtung des innovativen Prozesses der Zementklinkerherstellung notwendig. So bringt ein einfacher Verzicht auf den Vorwärmerturm das Potential mit sich die maximale elektrische Energie von mehr als 20 MW bereitzustellen, um die Grundlast von 111 kWh/t_{Zement} zu decken. Der Einsatz von 100 % alternativen Brennstoffen ist hierbei aber nicht ohne weiteres möglich. In einem Prozess ohne weitere Heißgasbereitstellung ist es nicht möglich, ohne eine Rohmehlvorwärmung die Bedingungen für einen vollständigen Ausbrand der Brennstoffe im Calcinator zu gewährleisten. Für diese Variante muss entweder ein weiterer Heißgasstrom als Verbrennungsluft erzeugt werden, eine Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft erfolgen oder eine Vorbrennkammer im Rahmen eines zweistufigen Calcinators eingesetzt werden.

Der Einsatz einer zusätzlichen Zyklonvorwärmerstufe zur Vorwärmung des Rohmehls vor Eintritt in den Calcinator hat sich als nicht effizient herausgestellt, da hieraus eine erheblich niedrigere Rohgastemperatur von unter 600 °C resultiert. Um in diesem Fall eine hinreichende Energiemenge für

die Auskopplung von 11 MW (64 kWh/t_{Zement}) elektrischer Energie bereitzustellen, müssen die Energieverluste über die Hochtemperatur-Austauschstufe weitestgehend vermieden werden. Dies würde bedeuten, dass die Klinkergranalien nahe der Gleichgewichtstemperatur von 600 °C in der Schüttung aufgegeben werden müsste, was aber fördertechnisch kaum beherrschbar erscheint.

Ein Low Profile Prozess mit 100 % Sekundärbrennstoffeinsatz unter effizienter Nutzung der Hochtemperatur-Austauschstufe kann durch ein Mischkonzept erzielt werden. Im Mischkonzept können bis zu 14 MW (81 kWh/t_{Zement}) elektrische Energie erzeugt werden. Hier wird der Gasstrom nach dem Calcinator mit Zyklon gesplittet. Ein Teilgasstrom, angepasst auf die zu transportierende Rohmehlmenge, wird in einen Zyklonvorwärmer mit ein bis zwei Zyklonen geleitet. Der übrige Gasstrom von rund 900 °C wird in der Hochtemperatur-Austauschstufe entstaubt. Nach der Entstaubung und der Materialvorwärmung werden die beiden Gasströme wieder zusammengeführt und es ergibt sich ein Heißgasstrom von über 600 °C. Hier muss allerdings die Staubbelastung im Mischgas reduziert werden. Zum einen wäre es denkbar, Zykclone mit einer höheren Abscheideleistung einzusetzen, zum anderen besteht die Möglichkeit ein weiteres kleines Filteraggregat in Form einer Hochtemperatur-Austauschstufe oder je nach Gastemperatur einen konventionellen Filter in dem zweiten Gasstrom zu verwenden. Das übergeordnete Ziel ist hierbei eine geringe Staubbelastung im Mischgas zu erhalten, um den Wärmeübergang im Abhitzekessel zu maximieren. Schlussendlich muss abgewogen werden, ob eine höhere Abreinigungsrate des Abhitzekessels oder eine weitere Filtereinheit zu einer energetisch und ökonomisch sinnvolleren Lösung führt.

Zum derzeitigen Stand stellt das Mischkonzept in der ganzheitlichen Betrachtung des gekoppelten Prozesses, bei ausschließlicher Einsatz von alternativen Brennstoffen, die meiste elektrische Energie bei gleichzeitiger

Verfügbarkeit von ausreichend Energie zur Rohmaterialtrocknung und Rohmehlvorwärmung bereit. Hierbei muss allerdings beachtet werden, dass mindestens 50 % der Grundlastdeckung bereitgestellt werden können, was die Amortisationszeit mit EEG-Befreiung um 40 % und ohne um 50 % gegenüber einer 100 % Grundlastdeckung ohne Zukauf von Strom verlängert.

Unter dem Gesichtspunkt des erhöhten Sekundärrohstoffeinsatzes und eines resultierenden erhöhten Eintrages von kreislaufbildenden Komponenten wird der Einsatz der Hochtemperaturstufe im Bypass und als Staubbypass im LPP betrachtet. Die Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe als Heißgasfilter kann im Bypass eingesetzt werden. Diese kann aufgrund ihrer Größe von 4 m² Anströmfläche und 0,4 m Abscheidelänge als Pilotanlage für die Hochtemperatur-Austauschstufe im innovativen LPP konzipiert werden. Zusätzlich besteht ein hohes Potential zur getrennten Ausschleusung von belastetem Staub, da die Granalien in der Hochtemperatur-Austauschstufe in einem Temperaturbereich unter 600 °C vorliegen. Da die Klinkergranalien über die Schüttlänge mit einem Geschwindigkeitsgradienten abgezogen werden, besteht auch die Möglichkeit Teilstaubströme getrennt zu behandeln. Hierbei verspricht das in der Arbeit entwickelte Konzept mit einer Unterteilung der Hochtemperatur-Austauschstufe in unterschiedliche Temperaturbereiche die effektivste Trennung von Staub und Kreislaufkomponenten. Hierzu müssen in weiteren Arbeiten detaillierte Versuche angestrebt werden.

Neben der Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass ermöglicht die Anwendung im Low Profile Prozess einen integrierten Staubbypass, da die kreislaufbildenden Komponenten auf den frisch aufgegebenen 200 °C kalten Klinkergranalien mit dem abgeschiedenen Staub kondensieren können. Hierbei kann die Gastemperatur bei bis zu 860 °C gehalten werden, sodass die elektrische Energie für die Grundlastdeckung erzeugt und bereitgestellt werden kann.

11 Ausblick

Nachdem die Hochtemperatur-Austauschstufe in dieser Arbeit für verschiedene Anwendungen beschrieben werden konnte und das erstellte Modell die Auslegung für einen spezifischen Prozessstrom ermöglicht, muss im nächsten Schritt eine Umsetzung in einer Pilotanlage erfolgen. In einer solchen Pilotanlage können zudem die Effekte auf die Filterbelegung und den resultierenden Stufenaustausch sowie die Wanderungsgeschwindigkeit näher betrachtet werden. Der Bau einer Pilotanlage ermöglicht zudem das abrasive Verhalten des Staubes und der Klinkergranalien auf das Material der Hochtemperatur-Austauschstufe, sowie die Klinkergranalien selbst zu verifizieren. Der Einsatz einer solchen Pilotanlage würde sich in der Zementklinkerproduktion im Bereich des Bypassabzuges anbieten, da hier bereits ein Teilgasstrom aus der Anlage geschleust wird, für welchen in dieser Arbeit die Auslegungsgrundlagen geschaffen worden sind. Neben der vertieften Studie des Verhaltens der Schüttung im bewegten Zustand, kann hier zusätzlich das Verhalten von kreislaufbildenden Komponenten studiert werden. Hierbei sollten die Abschnitte der Pilot-Hochtemperatur-Austauschstufe getrennt abziehbar sein, sodass die einzelnen Fraktionen hinsichtlich der Kondensation und Sublimation der kreislaufbildenden Komponenten in unterschiedlichen Temperaturbereichen untersucht werden können. Zusätzlich ist eine Vortemperierung der Granalien auf unterschiedliche Temperaturbereiche vorzusehen, um das Verhalten der kreislaufbildenden Komponenten hinsichtlich des Temperatureinflusses zu untersuchen. Zudem kann die Integration von Wärmetauscherflächen innerhalb der Hochtemperatur-Austauschstufe näher untersucht werden. Die Verschaltung der unterschiedlichen Temperaturbereiche hat das Potential im hinteren Teil der Schüttung mit langen Verweilzeiten der Granalien den zusätzlichen Einsatz von integrierten Wärmetauscherflächen zu ermöglichen,

sodass eine ergänzende Menge an Dampf für eine bestehende Anlage mit Dampfkraftprozess bereitgestellt werden könnte.

Mit der Ausführung der Hochtemperatur-Austauschstufe in einer Pilotanlage könnten die in dieser Arbeit aufgetretenen weiterführenden Fragestellungen angegangen werden:

- Wie gut ist die Abscheidung von Bypassstaub am Kollektormaterial im Hochtemperatur-Bereich im Vergleich zum hier untersuchten Rohgastemperaturbereich?
- Können die kreislaufbildenden Komponenten im Bereich der Hochtemperatur-Austauschstufe vollständig kondensieren und mit dem Staub abgeschieden werden?
- Kann eine temperatursensitive gezielte Trennung einzelner kreislaufbildender Komponenten vorgenommen werden (Chloride vs. Sulfate)?
- Findet eine Abscheidung der kreislaufbildenden Komponenten auch am Feuerfestmaterial statt und muss dies gegebenenfalls verhindert werden?

Durch die Beherrschung der Kreislaufkomponenten kann der Vorteil aufgrund der potentiell hohen Einsatzraten von alternativen Roh- und Brennstoffen, besonders hinsichtlich kalorisch minderwertiger und stärker belasteter Einsatzstoffe, im Low Profile Prozess weiter steigen. Dafür muss in folgenden Arbeiten auch die Ausführung des Calcinators weiter untersucht werden, da die Verwendung von konventionellen Calcinatorschaltungen in erster Betrachtung für eine Auslegung hinsichtlich vollständiger Feuerung mit alternativen Brennstoffen an die physikalischen Grenzen gekommen ist, sodass eine Calcinatorkaskade in Betracht gezogen werden sollte. Diesbezüglich müssen die Anforderungen für unterschiedliche Brennstoffzusammensetzungen näher untersucht werden, im Besonderen hinsichtlich der vorgeschriebenen Verweilzeiten für den Ausbrand.

12 Literaturverzeichnis

- AHMED, A., K.K. ESMAEIL, M.A. IRFAN und F.A. AL-MUFADI, 2018. Design methodology of organic Rankine cycle for waste heat recovery in cement plants [online]. *Applied Thermal Engineering*, **129**, 421-430. ISSN 13594311. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.applthermaleng.2017.10.019
- ALLELEIN, H.-J., 2015. *Energietechnik. Systeme zur Energieumwandlung; Kompaktwissen für Studium und Beruf*. 7., überarb. und erw. Aufl. Wiesbaden: Springer Vieweg. ISBN 978-3-658-07454-8.
- AMIRI RAD, E. und S. MOHAMMADI, 2018. Energetic and exergetic optimized Rankine cycle for waste heat recovery in a cement factory [online]. *Applied Thermal Engineering*, **132**, 410-422. ISSN 13594311. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.applthermaleng.2017.12.076
- BAUER, R., 1977. *Effektive radiale Wärmeleitfähigkeit gasdurchströmter Schüttungen mit Partikeln unterschiedlicher Form und Größe*. Düsseldorf. VDI-Forschungsheft. 582.
- BRAUER, H., 1960. Eigenschaften der Zweiphasen-Strömung bei der Rektifikation in Füllkörpersäulen [online]. *Chemie Ingenieur Technik*, **32**(9), 585-590. ISSN 0009-286X. Verfügbar unter: doi:10.1002/cite.330320905
- BRAUER, H., 1971. *Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen*. Aarau: Sauerländer. Grundlagen der chemischen Technik.
- BRUNAUER, S., P.H. EMMETT und E. TELLER, 1938. Adsorption of Gases in Multimolecular Layers [online]. *Journal of the American Chemical Society*, **60**(2), 309-319. ISSN 0002-7863. Verfügbar unter: doi:10.1021/ja01269a023
- BUCCHI, R. und P.A. GANDINI, 1971a. A Contribution of the Knowledge of the Cycles of Some Volatile Compounds in Cement Kilns. I-Theoretical Considerations. *La Chimica et l'Industria*, **53**(9), 319-324.

BUCCHI, R. und P.A. GANDINI, 1971b. A Contribution to the Knowledge of the Cycles of Some Volatile Compounds in Cement Kilns. II-Experimental Results and their Interpretation. *La Chimica et l'Industria*, **53**(9), 825-883.

BUCCHI, R., 1980. Influence of the Nature and Preparation of Raw Materials on the Reactivity of Raw Mix. In: *7th International Congress on the Chemistry of Cement*, S. 3-43.

BUNDESUMWELTMINISTERIUM, 2013. *Siebzehnte Verordnung zur Durchführung des Bundesimmissionsschutzgesetzes (Verordnung über die Verbrennung und die Mitverbrennung von Abfällen)*. 17. BImSchV.

CALIDA CLEANTECH GMBH. *www.calida-cleantech.de* [online] [Zugriff am: 25. Juni 2018].

CORTADA MUT, M.D.M., K. DAM-JOHANSEN, P. GLARBORG und L.K. NORSKOV, 2014. *Sulfur Release during Alternative fuels Combustion in Cement Rotary Kilns*. Dissertation. Lyngby, Dänemark.

DAVIES, C.N., 1945. Definitive equation for the fluid resistance of spheres. *Proc. Phys. Soc*, **57**(322), 259-270.

D'OTTAVIO, T. und S.L. GOREN, 1982. Aerosol Capture in Granular Beds in the Impaction Dominated Regime [online]. *Aerosol Science and Technology*, **2**(2), 91-108. ISSN 0278-6826. Verfügbar unter: doi:10.1080/02786828308958616

DR.-ING. K. BUSCH GMBH. *Pumpenkennlinie Seco SV 1010-1040 C* [online] [Zugriff am: 6. Juni 2019]. Verfügbar unter: <https://www.buschvacuum.com/de/de/products/seco/seco-sv/seco-sv-1010-1040-c>

DUDA, W.H., 1985. *Cement-data-book*. [zweisprachig]. 3., neubearb. und erw. Aufl. Wiesbaden: Bauverlag GmbH. ISBN 3-7625-2137-9.

EBNER, L. und L. ELSNER, 2014. Wärmespeicherung in Kugelschüttungen. *BWK - Das Energie-Fachmagazin*, **66**(9), 40-43.

- EBNER, L., 2016. *Kugelschüttungen als Filter und Wärmespeicher: Numerische Simulationen und experimentelle Untersuchungen*. Dissertation. Bochum.
- Energy Environment Forecast Analysis GmbH & Co. KG (EEFA), 2013. *Wettbewerbsfähige Stromkosten - Voraussetzung für die Zementherstellung am Standort Deutschland*. Münster [Zugriff am: 6. Mai 2020]. Verfügbar unter: <https://www.vdz-online.de/publikationen/wettbewerbsfaehige-stromkosten/>
- ERGUN, S., 1952. Fluid flow through packed columns. *Chemical Engineering Progress*, **48**(2), 89-94.
- FERGANI, Z., D. TOUIL und T. MOROSUK, 2016. Multi-criteria exergy based optimization of an Organic Rankine Cycle for waste heat recovery in the cement industry [online]. *Energy Conversion and Management*, **112**, 81-90. ISSN 01968904. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.enconman.2015.12.083
- GNIELINSKI, V., 2013. Wärmeübertragung Partikel - Fluid in durchströmten Haufwerken. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 612-613. ISBN 978-3-642-19981-3.
- GOES, C., 1960. *Über das Verhalten der Alkalien beim Zementbrennen*. Forschungsinstitut der Zementindustrie. Düsseldorf. Schriftenreihe der Zementindustrie. 24.
- HAPPEL, J., 1985. Viscous flow in multiparticle systems: Slow motion of fluids relative to beds of spherical particles. *A.I.Ch.E. Journal*, **4**(2), 197-201.
- HARDER, J. und ONESTONE CONSULTING S.L., 2013. Neuste Trends bei der Abwärmenutzung in Zementanlagen. *ZKG International*, **66**(6), 26-39.
- HEIDENREICH, S., 2012. Heißgasfiltration [online]. *Chemie Ingenieur Technik*, **9**(4), n/a-n/a. ISSN 0009-286X. Verfügbar unter: doi:10.1002/cite.201100226

- HELLMANN, A., K. SCHMIDT, S. RIPPERGER, C. THELEN und C. MÖHLMANN, 2012. Bestimmung der Abscheidewirkung von faserförmigen Filtermedien gegenüber ultrafeinen Partikeln. *Gefahrstoffe - Reinhaltung der Luft*, **72**(11/12), 484-488.
- HILLER, R., 1981. *Der Einfluß von Partikelstoß und Partikelhaftung auf die Abscheidung in Faserfiltern*. Dissertation. Karlsruhe.
- HOLDERBANK, 1992. *Cement Seminar Process Technology. Circulation Phenomena in the Clinkerization Process*.
- HOLMES, H., 2019. *Konzeptstudie Calcinator - Einbindung in den Low Profile Process*. Bachelorarbeit. Clausthal-Zellerfeld.
- HUMBOLDT WEDAG GMBH, 2018. KHD installs Pyrorotor Calciner Technology for highly flexible alternative fuel burning in Austria. *ZKG International*, (3).
- Institut für Nichtmetallische Werkstoffe, TU Clausthal; Lehrstuhl für Umweltverfahrenstechnik und Anlagentechnik, Universität Duisburg-Essen; Forschungsinstitut der Zementindustrie, VDZ gGmbH. IGF-Forschungsvorhaben 19753N: *Zementklinkerproduktion mit maximaler Auskopplung elektrischer Energie*.
- JAWED, I. und J. SKALNY, 1977. Alkalies in Cement: A Review I. Forms of Alkalies and Their Effects on Clinker Formation. *Cement and Concrete Research*, **7**, 719-730.
- JESCHAR, R., 1964. Druckverlust in Mehrkornschüttungen aus Kugeln. *Archiv für das Eisenhüttenwesen*, **35**(2), 91-108.
- JÚNIOR, E.P.B., M.D.P. ARRIETA, F.R.P. ARRIETA und C.H.F. SILVA, 2019. Assessment of a Kalina cycle for waste heat recovery in the cement industry [online]. *Applied Thermal Engineering*, **147**, 421-437. ISSN 13594311. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.applthermaleng.2018.10.088

KARELLAS, S., A.-D. LEONTARITIS, G. PANOUSIS, E. BELLOS und E. KAKARAS, 2013. Energetic and exergetic analysis of waste heat recovery systems in the cement industry [online]. *Energy*, **58**, 147-156. ISSN 03605442. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.energy.2013.03.097

KARTHAUS, L., Januar 2017. *Optimierung und Effizienzsteigerung des Bypassbetriebes bei der zementklinkerproduktion mittels Festbettwärmetauscher*. Masterarbeit. Clausthal.

KASSING, M., U. JENELTEN, J. SCHENK, R. HÄNSCH und J. STRUBE, 2012. Combination of Rigorous and Statistical Modeling for Process Development of Plant-Based Extractions Based on Mass Balances and Biological Aspects [online]. *Chemical Engineering & Technology*, **35**(1), 109-132. ISSN 09307516. Verfügbar unter: doi:10.1002/ceat.201100268

KERTON, C.P., 1993. Behaviour of volatile materials in cement kiln systems. In: R. CLIFT und J.P.K. SEVILLE, Hg. *Gas Cleaning at High Temperatures*. Dordrecht: Springer Netherlands, S. 289-603. ISBN 978-94-011-2172-9.

KFW BANK, Hg., 1. Dezember 2019. *Merkblatt BMU-Umweltinnovationsprogramm. Innovativer Umweltschutz - 230*. Frankfurt. Verfügbar unter:

[https://www.kfw.de/inlandsfoerderung/Unternehmen/Energie-Umwelt/Finanzierungsangebote/BMU-Umweltinnovationsprogramm-\(230\)/](https://www.kfw.de/inlandsfoerderung/Unternehmen/Energie-Umwelt/Finanzierungsangebote/BMU-Umweltinnovationsprogramm-(230)/)

KFW BANK, Hg., 25. Mai 2018. *Merkblatt Energieeffizienz im Unternehmen. KfW-Energieeffizienzprogramm - Abwärme - 294*. Frankfurt. Verfügbar unter: [https://www.kfw.de/inlandsfoerderung/Unternehmen/Energie-Umwelt/F%C3%B6rderprodukte/EE-Abw%C3%A4rme-\(294\)/](https://www.kfw.de/inlandsfoerderung/Unternehmen/Energie-Umwelt/F%C3%B6rderprodukte/EE-Abw%C3%A4rme-(294)/)

KOPF, P., 2014. *Modellierung der Staubfiltration auf Mikro- und Makroebene unter Einfluss komplexer Berandungen*. Dissertation. Stuttgart.

KORING, K., 2013. *CO₂-Emissionsminderungspotential und technologische Auswirkungen der Oxyfuel-Technologie im Zementklinkerbrennprozess*. Verein Deutscher Zementwerke e.V. Düsseldorf. Schriftenreihe der Zementindustrie. 79.

KRAUME, M., 2012. *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik. Grundlagen und apparative Umsetzungen*. 2., bearb. Aufl. Berlin: Springer Vieweg. VDI Verfahrenstechnik.

KREFT, W., 1985. Alkali- und Schwefelverdampfung in Zementöfen in Gegenwart hoher Chloreinnahmen. *Zement-Kalk-Gips*, **38**(8), 418-422.

KREFT, W., 1990. Vergleich verschiedener Bypass-Systeme in Klinkerbrennanlagen. *Zement-Kalk-Gips*, **43**(1), 20-25.

KUHNERT, J. und A. WOLTER, 2015a. Maximale Erzeugung elektrischer Energie in Zementklinkerproduktionslinien. Poster Flammentag 2015.

KUHNERT, J., 2015b. Maximale Erzeugung elektrischer Energie in Zementklinkerproduktionslinien. In: VDI WISSENSFORUM GMBH, Hg. *Verbrennung und Feuerung*. 27. Deutscher Flammentag, Clausthal-Zellerfeld, 16. und 17. September 2015. Düsseldorf: VDI-Verl., S. 719-722. ISBN 978-3-18-092267-6.

KURDOWSKI, W. und M. SOBOŃ, 1999. Mineral Composition of Build-up in Cement Kiln Preheater [online]. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, **55**(3), 1021-1029. ISSN 14182874. Verfügbar unter: doi:10.1023/A:1010118824904

LEHMANN, M.J., 2005. *Untersuchungen zur Struktur und zur Beladungskinetik von Tiefenfiltern*. Dissertation. Karlsruhe.

LEIBINGER, H. und K. RECHBERGER, 2013. *BMU Abschlussbericht - Stromerzeugung aus der Abwärme der Drehofenanlage im Zementwerk Rohrdorf*. AZ: KII b1-001516.

- LEITE, F.L., C.C. BUENO, A.L. DA RÓZ, E.C. ZIEMATH und O.N. OLIVEIRA, 2012. Theoretical models for surface forces and adhesion and their measurement using atomic force microscopy [online]. *International journal of molecular sciences*, **13**(10), 12773-12856. International journal of molecular sciences. Verfügbar unter: doi:10.3390/ijms131012773
- LOCHER, G., 2002a. Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teil 1: Reaktionen und Grundoperationen. *ZKG International*, **55**(1), 29-38.
- LOCHER, G., 2002b. Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teil 1: Reaktionen und Grundoperationen. *ZKG International*, **55**(1), 29-38.
- LOCHER, G., 2002c. Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teil 2: Vorwärmer, Calcinator und Bypass. *ZKG International*, **55**(1), 39-50.
- LOCHER, G., 2002d. Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teil 4: Rostkühler. *ZKG International*, **55**(6), 46-57.
- LOCHER, G., 2002e. Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teil 5: Gesamtanlage. *ZKG International*, **55**(7), 25-37.
- LÖFFLER, F., 1988. *Staubabscheiden. 34 Tabellen*. Stuttgart: Thieme. Lehrbuchreihe Chemieingenieurwesen / Verfahrenstechnik. ISBN 3137122015.
- MAUS, R., 1997. *Verhalten von Bioaerosolen bei der Abscheidung in Tiefenfiltern*. Dissertation. Karlsruhe.
- MÉDOUT-MARÈRE, 2000. A Simple Experimental Way of Measuring the Hamaker Constant $A(11)$ of Divided Solids by Immersion Calorimetry in Apolar Liquids [online]. *Journal of colloid and interface science*, **228**(2), 434-437. Journal of colloid and interface science. Verfügbar unter: doi:10.1006/jcis.2000.6984

- MOLERUS, O., 1982. *Fluid-Feststoff-Strömungen. Strömungsverhalten feststoffbeladener Fluide und kohäsiver Schüttgüter*. Berlin: Springer Verlag; Springer Berlin Heidelberg. ISBN 3-540-11321-5.
- MOREIRA, L.F. und F.R.P. ARRIETA, 2019. Thermal and economic assessment of organic Rankine cycles for waste heat recovery in cement plants [online]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **114**, 109315. ISSN 13640321. Verfügbar unter: doi:10.1016/j.rser.2019.109315
- MÜLLER-STEINHAGEN, H., 2013. Verminderung der Ablagerungsbildung in Wärmeübertragern. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 91-119. ISBN 978-3-642-19981-3.
- MUßGNUG, G., 1962. Beitrag zur Alkalifrage in Schwebegaswärmetauscheröfen. *Zement-Kalk-Gips*, **15**(5), 197-207.
- NIED, R. und J. WESSEL, 1978a. Beitrag zur Staubabscheidung in ruhenden trockenen Kugelschüttungen [online]. *Chemie Ingenieur Technik*, **50**(5), 402-403. ISSN 0009-286X. Verfügbar unter: doi:10.1002/cite.330500520
- NIED, R., 1978b. Untersuchungen zum Abscheidegrad und Druckverlustanstieg von Schüttstofffiltern. *Grundlagen Landtechnik*, **28**(5), 196-200.
- PHILIPP, O., 19. November 1975. *Einfluß des Aufheizregimes auf das Brennverhalten von Portlandzement-Rohmehl und Drehofenflugstaub*. Dissertation. Weimar.
- PILLACH, B., 2018. *Gestzliche Rahmenbedingungen für die Nutzung von Abwärmequellen in Deutschland*. Projektarbeit. Clausthal-Zellerfeld.

PLASSMANN, E., 1955. *Drehofenuntersuchungen an Öfen mit Abhitzekesseln und Kalzinatoren*. Verein Deutscher Zementwerke e.V. Schriftenreihe der Zementindustrie. 17.

PLIEGO-CUERVO, Y.B. und F.P. GLASSER, 1979. The role of sulphates in cement clinkering reactions: phase formation in the system $\text{CaO-Al}_2\text{O}_3\text{-Fe}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2\text{-CaSO}_4\text{-K}_2\text{SO}_4$. *Cement and Concrete Research*, **9**(5), 573-581.

PTAK, T. und T. JAROSZCZYK, 1990. Theoretical-experimental aerosol filtration model for fibrous filters at intermediate reynolds numbers. *proceedings 5th World Filtration Congress*, **Vol. 2**, 566-572.

RACZYNSKI, B., 1976. Kinetik des hydraulischen Widerstandes von Schütttschichten bei unstabilisierter Filtration. *Staub-Reinhaltung der Luft*, **36**(6), 233-237.

REMBOR, H.-J., 2001. *Das Verhalten von Tiefenfiltern bei zunehmender Staubbelastung*. Dissertation. Karlsruhe.

REMBOR, H.-J., R. MAUS und H. UMHAUER, 1999. Measurements of Single Fibre Efficiencies at Critical Values of the Stokes Number [online]. *Particle & Particle Systems Characterization*, **16**(2), 54-59. ISSN 0934-0866. Verfügbar unter: doi:10.1002/(SICI)1521-4117(199906)16:2<54::AID-PPSC54>3.0.CO;2-P

RITZMANN, H., 1971. Kreisläufe in Drehofensystemen. *Zement-Kalk-Gips*, **24**(8), 338-343.

SCHLÜNDER, E.-U. und E. TSOTSAS, 1988. *Wärmeübertragung in Festbetten, durchmischten Schüttgütern und Wirbelschichten*: Thieme. ISBN 3-13-7130001-8.

SCHOTT, E., 1950. Drehofenfeuerung mit Einblasmühle oder Bunkerkohle. *Zement-Kalk-Gips*, **3**(1), 1-4.

SCHOTT, E., 1952. Praktische versuche an den zur Zeit in der deutschen Zementindustrie üblichen Ofensystemen. *Zement-Kalk-Gips*, **5**(9), 269-286.

SCHOTT, E., 1954. Praktische Untersuchung an verschiedenen Ofensystemen sowie an Mahlanlagen. *Zement-Kalk-Gips*, 7(3), 69-78.

SÖHL, C., 2016. *Konstruktion einer Prüfvorrichtung zur Bestimmung der Werkstoffkennwerte einer Klinkergranalienschüttung*. Bachelorarbeit. Clausthal-Zellerfeld.

SOMMERFELD, M., 2013. Bewegung fester Partikel in Gasen und Flüssigkeiten. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 1359-1370. ISBN 978-3-642-19981-3.

SØRENSEN, J.P. und W.E. STEWART, 1974. Computation of forced convection in slow flow through ducts and packed beds—II velocity profile in a simple cubic array of spheres [online]. *Chemical Engineering Science*, 29(3), 819-825. ISSN 00092509. Verfügbar unter: doi:10.1016/0009-2509(74)80200-9

STARK, J., H. HUCKAUF und G. SEIDEL, 1985. *Bindebaustoff-Taschenbuch. Brennprozess und Brennanlagen*. Berlin: VEB Verlag für Bauwesen. Band 3.

STEINBIß, E., 1986. Wege zur optimalen Nutzung der Abwärme in Zementofenanlagen mit Zyklonvorwärmer. *Zement-Kalk-Gips*, 39(2), 75-79.

STEPHAN, P., 2013. Wärme und verschiedene Arten der Wärmeübertragung. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 19-22. ISBN 978-3-642-19981-3.

TARDOS, G.I., N. ABUAF und C. GUTFINGER, 1978. Dust Deposition in Granular Bed Filters [online]. Theories and Experiments. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 28(4), 354-363. ISSN 0002-2470. Verfügbar unter: doi:10.1080/00022470.1978.10470610

TSOTSAS, E., 2013. Wärmeleitfähigkeit von Schüttschichten. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 651-660. ISBN 978-3-642-19981-3.

UHLENBROCK, L. und A. WOLTER, 2020. Produktion von Portlandzementklinker mit maximaler Eigenstromerzeugung. *Cement International*, **19**(2), 52-62.

VAN BRAKEL, J. und P.M. HEERTJES, 1974. Analysis of diffusion in macroporous media in terms of a porosity, a tortuosity and a constrictivity factor [online]. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **17**(9), 1093-1103. ISSN 00179310. Verfügbar unter: doi:10.1016/0017-9310(74)90190-2

VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg., 2013. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg. VDI-Buch. ISBN 978-3-642-19981-3.

Verein Deutscher Ingenieure. VDI- Richtlinie 2066 Blatt 1:2006, *Messen von Partikeln, Staubmessung in strömenden Gasen, Gravimetrische Bestimmung der Staubbeladung*.

VEREIN DEUTSCHER ZEMENTWERKE E.V., 2008. *Zement-Taschenbuch*. 51. Aufl. Düsseldorf: Verlag Bau + Technik. ISBN 978-3-7640-0499-6.

VEREIN DEUTSCHER ZEMENTWERKE E.V., Hg., 2004. *Merkblatt SO₂-Minderung/Stoffkreisläufe, Ausschuss Verfahrenstechnik; Arbeitskreis SO₂-Minderung/Stoffkreisläufe*. Düsseldorf.

VEREIN DEUTSCHER ZEMENTWERKE E.V., Hg., 2007. *VDZ-Tätigkeitsbericht 2005-2007*.

VEREIN DEUTSCHER ZEMENTWERKE E.V., Hg., 2018. *Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2017*. Düsseldorf.

VEREIN DEUTSCHER ZEMENTWERKE E.V., Hg., 2019. *Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2018*. Düsseldorf.

WEBER, P., 1964. Alkaliprobleme und Alkalibeseitigung bei wärmesparenden Trockendrehöfen. *Zement-Kalk-Gips*, **17**(8), 335-344.

WIRTH, K.-E., 2013. Druckverlust in durchströmten Schüttungen. In: VEREIN DEUTSCHER INGENIEURE VDI-GESELLSCHAFT VERFAHRENSTECHNIK UND CHEMIEINGENIEURWESEN, Hg. *VDI-Wärmeatlas. Mit 320 Tabellen*. 11., bearb. und erw. Aufl. Berlin: Springer Vieweg, S. 1275-1279. ISBN 978-3-642-19981-3.

WOLF, B. und K. ROHLOFF, 2014. Konzeption und erfolgreiche Inbetriebnahme eines Step Combustors im Zementwerk Lägerdorf der Holcim (Deutschland) AG. *Cement International*, (6), 48-59.

WOLTER, A., 2001. *Minor constituent recirculation in kiln systems*. Dresden, 2001. European Cement Conference 2001 Dresden.

ZUNZER, U., 2002. *Umsetzung der organischen Bestandteile des Rohmaterials beim Klinkerbrennprozess*. Verein Deutscher Zementwerke e.V. Düsseldorf. Schriftenreihe der Zementindustrie. 63.

13 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1: Schema der Zementherstellung [VDZ2019].	6
Abbildung 2.2: links: Aufteilung einer beispielhaften Zementproduktion (in kWh/t _{Klinker}) auf der Datenbasis von [EEFA2013, VDZ2018] rechts: Energetisches Nutzungspotential zu Auskopplung von Abwärme aus dem Zementklinkerbrennprozess nach [UHL2020].....	8
Abbildung 2.3: Schematische Darstellung des innovativen Klinkerbrennprozesses LPP nach [KUH2015a].	11
Abbildung 2.4: Stoffkreisläufe mit beispielhaften Elementen beim Klinkerbrennprozess mit den möglichen Kreislaufunterbrechungen als Gas-, Mehl- oder Staubbypass nach [KRE1990, VDZ2004].	13
Abbildung 2.5: Schematische Darstellung des inneren Kreislaufes nach [WEB1964].	16
Abbildung 2.6: Bilanzierung der Anteile der kreislaufbildenden Komponenten nach [BUC1971a].	18
Abbildung 2.7: Flüchtigkeit von Kaliumchlorid in Mischungen mit Zementrohmehl bei verschiedenen Temperaturen nach [MUß1962].	19
Abbildung 2.8: Dampfdruckkurven der verschiedenen kreislaufbildenden Verbindungen nach [BUC1980, GOE1960, PLI1979].	20
Abbildung 2.9: Einordnung der Flüchtigkeit von Kalium aus verschiedenen Kaliumverbindungen im Klinkerbrennprozess [Wolter 2001].....	21
Abbildung 2.10: Reaktionsreihenfolge der im Klinkerbrennprozess vorkommenden kreislaufbildenden Komponenten Chloride, Sulfate/Sulfite und Alkalien.....	22
Abbildung 2.11: Darstellung der benötigten Frischluftmassen im Verhältnis zum Bypassstrom zur Abkühlung auf Filtrationstemperatur bei	

verschiedenen Anlagenkonfigurationen: I) Produktionsanlage mit Satellitenkühler, II) Produktionsanlage mit Calcinator und Rostkühler, E) Elektro- und S) Schlauchfilter zur Bypassgasentstaubung [KAR2017].	24
Abbildung 3.1: Wissenschaftliche Methodik.	25
Abbildung 3.2: Massenbilanz um eine Granalienschicht in einer Schüttschicht.	27
Abbildung 3.3: Trennkurven in Abhängigkeit von der Partikelgröße (Partikelgrößenbereich der in dieser Arbeit verwendeten Stäube rot hinterlegt) beispielhaft für die Abscheidung an 1 cm Kollektoren und bei 900 °C Gastemperatur.....	28
Abbildung 3.4: Schematische Beschreibung der verschiedenen Abscheidemechanismen an einem Kollektor zitiert (S Sperreffekt, T Trägheitsabscheidung, D Diffusion, E elektrischer Effekt) [HEL2012]......	29
Abbildung 3.5: Differenzielle Auftragung der Korngrößenverteilung von Rohmehl und Filterstaubproben.....	29
Abbildung 3.6: Darstellung der Abscheidemechanismen in Abhängigkeit der Partikelgröße und des Lückengrades beispielhaft für die Abscheidung an 1 cm Kollektoren und bei 900 °C Gastemperatur.....	30
Abbildung 3.7: Vergleich der unterschiedlichen Reynolds-Zahlen in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit (Konstant: Schüttpartikeldurchmesser 1 cm und Lückengrad von 0,4, Gaseigenschaften für LPP-Rohgas bei 900 °C).....	35
Abbildung 3.8: Druckverlust auf Grundlage verschiedener empirischer Gleichungen in Abhängigkeit von der Leerrohrgeschwindigkeit (Konstant: Schüttpartikeldurchmesser 1 cm, Lückengrad 0,4, Gaseigenschaften für LPP-Rohgas bei 900 °C).....	38

Abbildung 3.9: Darstellung der Wärmetransportmechanismen (\leftrightarrow Strahlung, \rightarrow Leitung und \rightarrow Konvektion) an einem horizontalen Schnitt durch die Schüttung.....	39
Abbildung 3.10: Zusammenfassung des verwendeten Wärmetransportmodells für eine Bilanzierungsschicht der Schüttung, Querschnitt der y-Richtung.	40
Abbildung 3.11: Einzelzelle des Modells der Wärmeleitfähigkeit von Schüttungen nach Zehner, Bauer und Schlünder [TSO2013].	42
Abbildung 3.12: Kristallisationsverhalten von Kaliumchlorid [COR2014, KUR1999].	49
Abbildung 3.13: Kritische Auftreffgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Partikelgröße x und der Stoßzahl kpl [HIL1981].	50
Abbildung 3.14: Vergleich der kritischen Auftreffgeschwindigkeit für verschiedene Partikelplastizitäten im Vergleich mit der Korngrößenverteilung von Filterstaub. Hamakerkonstante = $10 \cdot 10^{-20}$ angelehnt an [LEI2012, MÉD2000].	52
Abbildung 3.15: Beispielhafte Bestimmung des Haftanteils aus der kritischen Auftreffgeschwindigkeit verglichen mit der Korngrößenverteilung von Filterstaub als Beispiel für Prozessstaub. Die Korrelation stellt die Berechnung mit der empirischen Gleichung (66) für einen konstanten Lückengrad von 0,5 und Luft bei 900 °C dar.	53
Abbildung 3.16: Schematische Darstellung der Annahmen für die stufenweise Berechnung der Schüttung.	55
Abbildung 3.17: Veranschaulichung der Modellstruktur.....	56
Abbildung 3.18 Schema des Verlaufs von Abscheidegrad und Druckverluständerung in den drei Bereichen der Filtration [NIE1978a, NIE1978b].	57

Abbildung 4.1: Ausschnitt aus der technischen Zeichnung (links) und Foto der Komponenten (rechts) der Prüfvorrichtung [SOE2016].....	62
Abbildung 4.2: Anordnung von Klinkergranalien in der Prüfvorrichtung für Einzelkugeln (links) oder Schüttschichten (rechts) [SOE2016].	62
Abbildung 4.3: Versuchsaufbau zur Staubabscheidung in einer Kugelschüttung bei Raumtemperatur.	63
Abbildung 4.4: Versuchsaufbau zur Staubabscheidung und dem Mitreißen von Staub aus einer beladenen Schüttung bei Gasgeschwindigkeiten zwischen 2 und 10 m/s.	64
Abbildung 4.5: Anordnung der Messstelle in einer Klinkerbrennanlage.	67
Abbildung 4.6: Schemazeichnung der Versuchsanlage im Werksversuch 1....	68
Abbildung 4.7: Ausführung der Versuchsanlage angeschlossen an die Rohgasleitung. 1) Kugelhahn, 2) Druckaufnehmer, 3) Schüttung mit Temperaturmessstelle und Heizmanschette, 4) Filzfilter und Temperaturmessstelle, 5) Anschluss Zyklon und Vakuumpumpe.....	69
Abbildung 4.8: Versuchskonfiguration in Werksversuch 2 mit Gasrückführung.	70
Abbildung 5.1: Berechnete Grenzschütthöhe aus den Druckfestigkeitsversuchen für verschiedene Klinkergranaliengrößen.	76
Abbildung 5.2: Vergleich der Ergebnisse der Druckfestigkeitsversuche hinsichtlich der Brüche und Teilbrüche bei Granalien mit Temperaturbeaufschlagung und bei Raumtemperatur.	77
Abbildung 5.3: Beanspruchung thermisch: Aufheiz- und Abkühlzyklen von 25 bis 900 °C, und mechanisch: durch Staub und die Abreinigung.	78

Abbildung 5.4: Pareto-Diagramm für die Signifikanz der Einflussgrößen auf den Abscheidegrad von Filterstaub in der Schüttung bei dem horizontalen Versuchsaufbau (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).....	79
Abbildung 5.5: Horizontaler Versuchsaufbau, 20 cm Schüttung, 5 mm Glaskugeln, 1 m/s Gasgeschwindigkeit, 120 g/m ³ Staubbeladung.	80
Abbildung 5.6: Schnitt durch eine Kugelschicht zur Beschreibung der Abhängigkeit der minimalen frei durchströmbaren Fläche ($A_{Zwickel}$) in Abhängigkeit vom Kugelradius für verschiedene Packungsdichten.....	81
Abbildung 5.7: Staubabscheidung in einer Klinkergranalienschüttung (4 bis 8 mm, 20 cm Länge), bei einer Gasgeschwindigkeit von 1 m/s und 80 g/m ³ Staubbeladung.	82
Abbildung 5.8: Abhängigkeit des Druckverlustes in einer Schüttung aus Klinkergranalien mit 4-8 mm Durchmesser (blau) und Glaskugeln mit 5 mm Durchmesser (gelb). Die berechneten Werte (grün) beruhen auf der Korrelation von Ergun mit angepassten Widerstandsbeiwerten.	83
Abbildung 5.9: Anpassung des Widerstandsbeiwertes für die Schüttung zur Darstellung der Messwerte (▲) mit den Korrelationen nach Ergun (---) und Brauer (■ ■ ■).....	84
Abbildung 5.10: Korngrößenverteilungen der Filterstaubproben vor und nach dem Abscheideversuch.	85
Abbildung 5.11: Korngrößenverteilungen der Rohmehlproben vor und nach dem Abscheideversuch.	85
Abbildung 5.12: Vergleich der berechneten differentiellen Korngrößenverteilung des theoretisch abzuscheidenden Filterstaubes in einer 20 cm langen Schüttung mit 5 mm Glaskugeln, 1 m/s Leerrohrgeschwindigkeit und 120 g/m ³ Staubbeladung verglichen mit der Ausgangskorngrößenverteilung des Filterstaubes.	86

Abbildung 5.13: Korngrößenverteilung des eingesetzten Filterstaubes (durchgezogene Linie) und des in der Schüttung abgeschiedenen Filterstaubes nach drei unabhängigen Versuchen (horizontal) mit einer 20 cm langen Schüttung aus 5 mm Kugeln bei 120 g/m ³ Staubbeladung und 1,15 m/s Gasgeschwindigkeit (- - -).	87
Abbildung 5.14: Vergleich vom aufgegebenem Filterstaub mit den vorausgerechneten Werten für die Abscheidung und der tatsächlichen Korngrößenverteilung der Staubprobe aus dem Abscheideversuch. Die grün markierten Flächen beschreiben die Differenz zwischen Vorhersage und Versuchsergebnis.	88
Abbildung 5.15: Mitreißen von Staub aus einer gepackten Kugelschüttung (Konfiguration Schüttlänge in cm und Kugeldurchmesser in mm siehe Legende) mit Staub in Abhängigkeit von der Anströmgeschwindigkeit... ..	89
Abbildung 5.16: Pareto-Diagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).	90
Abbildung 5.17: Haupteffektdiagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen.	91
Abbildung 5.18: Wechselwirkungsdiagramm der Parameter Schüttlänge, Kugeldurchmesser und Anströmgeschwindigkeit in Bezug auf den Massenverlust in der Messreihe zum Mitreißen.	92
Abbildung 6.1: Staubbeladung im Rohgas und theoretische Staubbeladung in dem abgezogenen Gas in den Versuchen. Die theoretische Staubbeladung berechnet sich aus der abgeschiedenen Staubmasse in der Versuchsanlage und des Durchströmungsvolumens.	95

Abbildung 6.2: Differentielle Korngrößenverteilungen von Rohgasstaub (schwarz), abgeschiedenem Staub in der Schüttung (rot) und dem Filter (blau) aus den Versuchen 1.4 (Strich-Punkt), 2.1 (Strich-Strich) und 3.1 (Kompakt).....	96
Abbildung 6.3: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 1.4 als Referenzversuch in Versuchsreihe 1 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m ³ /h abgezogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer)..	97
Abbildung 6.4: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 2.1 als Referenzversuch in Versuchsreihe 2 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m ³ /h abgezogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer)..	98
Abbildung 6.5: Verläufe der Messgrößen aus Versuch 3.1 als Referenzversuch für Versuchsreihe 3 (Eingestellte Parameter: 4 - 8 mm Klinkergranaliendurchmesser, 20 cm Schüttlänge, ca. 10 m ³ /h abgezogener Volumenstrom (40 °C Abgastemperatur), 1 h Versuchsdauer)..	99
Abbildung 6.6: Ergebnisse der Staubverteilung der verschiedenen Werksversuche.	100
Abbildung 6.7: Differentielle Korngrößenverteilung der Staubproben aus Werksversuch 1.4.	101
Abbildung 6.8: Unter Einbezug der Massenverhältnisse gewichtete Korngrößenverteilungen der Proben aus dem Werksversuch 1.4.....	102
Abbildung 6.9: Unter Einbezug der Massenverhältnisse gewichtete Korngrößenverteilungen der Proben aus dem Werksversuch 3.1.....	103
Abbildung 6.10: Einfluss der Klinkerfraktion auf die Staubbeladung in der Versuchsanlage im Werksversuch.....	104

Abbildung 6.11: Einfluss der Gasgeschwindigkeit auf die Abscheidung in der Granalienschüttung (20 cm Schüttungslänge, 4 - 8 mm Granaliendurchmesser und 1/2 h Versuchsdauer) (V 2.2 und V 2.4).....	105
Abbildung 6.12: Einfluss der Abscheidedauer auf die Staubverteilung im Werksversuch.	106
Abbildung 6.13: Verlauf des Druckverlustes über die Schüttung über die Versuchsdauer. Vergleich der Versuche 3.2, 3.4, 3.1 und 2.4 bei gleicher Schüttlänge von 20 cm und gleicher Granalienfraktion von 4 - 8 mm sowie einem Volumenstrom von 10 m ³ /h.	106
Abbildung 6.14 Vergleich der unterschiedlichen Schüttlängen und geteilten Schüttungen V 3.1, V 3.3, V 3.5, V 3.9 (4 - 8 mm Granaliendurchmesser, 1 h Versuchsdauer, Gasvolumenstrom 8 - 9 m ³ /h).	107
Abbildung 6.15: Differentielle Korngrößenverteilung der geteilten Schüttungen. V 3.3 geteilt in zwei 10 cm Abschnitte. V 3.5 geteilt in 20 cm vorne und 10 cm hinten.....	108
Abbildung 6.16: Gewichtete differentielle Korngrößenverteilung aus Versuch 3.3 (geteilte Schüttung 10 cm vorne und 10 cm hinten).	109
Abbildung 6.17: Gewichtete differentielle Korngrößenverteilung aus Versuch 3.5 (geteilte Schüttung 20 cm vorne und 10 cm hinten).	109
Abbildung 6.18: Vergleich der Verwendung von frischem und bereits belegtem Kollektormaterial bezogen auf die Gesamtabscheidemassen im Versuch mit Wiederverwendung.	111
Abbildung 6.19: Vergleich des Abreinigungsanteils der verschiedenen Versuchskonfigurationen aus den Versuchen V 2.1 - 2.5, V 3.1 und V 3.3 - 3.4.....	112
Abbildung 6.20: Darstellung der Abreinigung der Klinkergranalien als Verhältnis von Staub- zu Klinkermasse in der Schüttung. In der Abbildung	

werden der gut abreinigbare Teil (oben) und der nach mechanischer Beanspruchung am Klinker haftende Teil (unten) unterschieden. Referenz: 20 cm Schüttlänge, 4-8 mm Granalienfraktion, ca. 9 m ³ /h Volumenstrom und 1 h Versuchsdauer.....	113
Abbildung 6.21: Vergleich der Abreinigung mit verschiedenen Verfahren..	114
Abbildung 6.22: Mittelwerte der Temperaturaufzeichnungen zu verschiedenen Versuchszeitpunkten.	115
Abbildung 6.23: Gemittelte Temperaturverläufe in Abhängigkeit von der verwendeten Klinkergranalienfraktionen.	116
Abbildung 7.1: Beschreibung des Massenverlustes in Abhängigkeit von der Gasgeschwindigkeit.....	120
Abbildung 7.2: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranaliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m ³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).	122
Abbildung 7.3: Berechneter Lückengrad über die Schüttlänge zu beispielhaften Zeitpunkten für Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranaliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m ³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).	123
Abbildung 7.4: Berechnete Staubbeladung des Gases über die Schüttlänge dargestellt zu verschiedenen Versuchszeitpunkten für Versuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranaliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m ³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).....	124

Abbildung 7.5: Vergleich der Temperaturverläufe aus Modell und Werksversuch 3.1 (Referenzversuch mit der mittleren Klinkergranaliengröße von 6 mm, 20 cm Schüttlänge, 7,6 m ³ (i.N., tr.)/h Durchfluss mit 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staubbeladung und 1 h Staubbeaufschlagung).	125
Abbildung 7.6: Vergleich der verschiedenen Druckverlustmodelle mit den aufgezeichneten Daten des Druckverlustes über eine Schüttung von 0,2 m Länge aus Werksversuch 3.1.	126
Abbildung 7.7: Pareto-Diagramm für die Abscheidelänge als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).....	128
Abbildung 7.8: Pareto-Diagramm für den Staubabscheidegrad in der Schüttung als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells.	129
Abbildung 7.9: Wechselwirkungsdiagramm für die Effekte der verschiedenen Parameter auf die Abscheidelänge als Antwortvariable in der Sensitivitätsanalyse des Modells.....	130
Abbildung 7.10: Vergleich der berechneten und gemessenen Staubabscheidungen in den Werksversuchen mit Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve in orange).	132
Abbildung 7.11: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 3.6 mit einer Klinkergranalienfraktion von 8 - 11,2 mm.....	133
Abbildung 7.12: Berechnung der Verteilung des abgeschiedenen Staubes über die Schüttlänge für Werksversuch 2.1 (6 mm Granalien, u_0 0,5 m/s, Staubbeladung 85 g/m ³ (i.N., tr.).	135
Abbildung 7.13: Staubbeladung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, bei niedriger Anströmgeschwindigkeit von 0,5 m/s, Staubbeladung 42 g/m ³ (i.N., tr.).	136

Abbildung 7.14: Staubbeladung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, Anströmgeschwindigkeit von 0,9 m/s, Staubbeladung 42 g/m ³ (i.N., tr.).	136
Abbildung 7.15 Staubbeladung über die Abscheidelänge wie in Versuch 2.4, bei erhöhter Anströmgeschwindigkeit von 2 m/s, Staubbeladung 42 g/m ³ (i.N., tr.).	136
Abbildung 7.16: Berechnung der Staubbeladung über die Schüttlänge zu Versuch 3.5 mit einer zweigeteilten Schüttung mit 0,2 + 0,1 m Länge. (6 mm Klinkergranalien, ca. 0,5 m/s Anströmgeschwindigkeit, 1 h Versuchsdauer).	137
Abbildung 7.17: Druckverlustverlauf Versuch 3.6 mit einer Klinkergranalienfraktion von 8 - 11,2 mm über die Abscheidezeit verglichen mit den Modellberechnungen zum Versuch.	138
Abbildung 8.1: Darstellung der Prozesskonfiguration der Szenarien 1 (links) und 2 (rechts) zur Bestimmung der Rohgasparamater als Eingangsgröße der Hochtemperatur-Austauschstufe.	140
Abbildung 8.2: Ergebnisse der Energiebilanz für die stationäre Hochtemperatur-Austauschstufe im Rohgasszenario 1.	141
Abbildung 8.3: Ergebnisse der Massenbilanz für die stationäre Hochtemperatur-Austauschstufe im Rohgasszenario 1.	142
Abbildung 8.4: Bestimmung der Grenzbeladung der Schüttschicht aus den Durchläufen für die stationäre Klinkergranalienschüttung.	143
Abbildung 8.5: Skizze der Hochtemperatur-Austauschstufe mit bewegter Klinkergranalienschüttung.	143
Abbildung 8.6: Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf die benötigte Abscheidelänge in der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.	144

Abbildung 8.7: Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf den resultierenden Druckverlust über die Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.....	145
Abbildung 8.8: Wirkflächendiagramm des Einflusses des Granaliendurchmessers und der Anströmgeschwindigkeit auf den Energieverlust des Heißgases in der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.....	145
Abbildung 8.9: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für den Energieverlust und die mittlere Temperatur von Gas- und Granalien beim jeweiligen Austritt aus der Schüttung.....	146
Abbildung 8.10: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für die benötigte Abscheidelänge, die Seitenlänge und den Druckverlust.	147
Abbildung 8.11: Ergebnisse der Berechnung der Hochtemperatur-Austauschstufe für die Rohgasszenarien 1 und 2 für die Wanderungsgeschwindigkeit der Granalien und die Umlaufmenge.....	147
Abbildung 8.12: Wanderungsgeschwindigkeiten und Umlaufmengen der Klinkergranalien der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.....	148
Abbildung 8.13: Wanderungsgeschwindigkeiten und Umlaufmengen der Klinkergranalien der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 2.....	148
Abbildung 8.14: Berechnete Staubbeladung des Gases über die Schüttlänge nach der Zielgrößenoptimierung der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.....	150

Abbildung 8.15: Ausschnitt der Berechnung der Staubbeladung über die Schüttlänge nach der Zielgrößenoptimierung der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1.....	151
Abbildung 8.16: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,3 \cdot W_{\max}$	152
Abbildung 8.17: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,1 \cdot W_{\max}$	152
Abbildung 8.18: Berechneter Druckverlustverlauf über die Schüttlänge der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 bei einem Grenzwert für den Austausch der Schichten von $0,025 \cdot W_{\max}$	153
Abbildung 8.19: Wanderungsgeschwindigkeiten und Umlaufmengen der Klinkergranalien der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 mit optimiertem Druckverlust und maximaler Reingasbeladung von 1 g/m^3 (i.N., tr.).	155
Abbildung 8.20: Pareto-Diagramm für den Einfluss auf die Gastemperatur mit den Parametern der Hochtemperatur-Austauschstufe (Signifikanzniveau $\alpha=0,05$).	157
Abbildung 8.21: Wirkflächendiagramm für die Gastemperatur von Rohgasszenario 1 in Abhängigkeit von der Granaliengröße und der Granalienaufgabetemperatur.	158
Abbildung 8.22: Skizze des Granalienwachstums durch dauerhafte Staubablagerung.....	160
Abbildung 8.23: Bilanzierung der Regenerationsstufe für Rohgasszenario 1.	162
Abbildung 9.1: Energiebedarf und -übertragung der unterschiedlichen Prozessschritte im Klinkerbrennprozess in einer BAT-Anlage (links) und in	

dem innovativen Konzept LPP (rechts) bei einer gleichbleibenden Energieeinnahme von insgesamt 3400 kJ/kg _{Klinker} [UHL2020].....	163
Abbildung 9.2: Skizze des Mischkonzeptes 2 mit einem Rohgassplit nach dem Calcinator.	167
Abbildung 9.3: Energieflussbild Mischkonzept 1 mit Rohgassplit nach dem Calcinator (60 % zur Hochtemperatur-Austauschstufe und 40 % zu einem 1-stufigen Zyklonvorwärmer).	169
Abbildung 9.4: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Investitionssummen und mit und ohne EEG-Befreiung.	174
Abbildung 9.5: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Förderprogramme und mit und ohne EEG-Befreiung.	175
Abbildung 9.6: Amortisationszeiten der Kosten des Umbaus einer konventionellen Anlage zu einem LPP bei der Betrachtung unterschiedlicher Einspeiseraten und mit und ohne EEG-Befreiung.	176
Abbildung 9.7: Übersicht des Phasenänderungsverhaltens der kreislaufbildenden Komponenten nach [COR2014, HOL1992, JAW1977, KER1993].	177
Abbildung 9.8: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass (3,5 m ³ /s (i.N., tr.), 0,3 kg/m ³ (i.N., tr.) Staub, 1000 °C).	178
Abbildung 9.9: Ausschnitt der Berechnung der Gas- und Feststofftemperaturen für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) (rechts).	179

Abbildung 9.10: Ausschnitt der Berechnung der Staubbeladung für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) (rechts).	180
Abbildung 9.11: Ausschnitt der Berechnung des Druckverlustes für eine Hochtemperatur-Austauschstufe im Gasbypass für Beladungen von 0,3 (links) und 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) (rechts).	180
Abbildung 9.12: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Bypass (3,5 m ³ /s (i.N., tr.), 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staub, 1000 °C).	181
Abbildung 9.13: Skizze einer Hochtemperatur-Austauschstufe im Gegenstrom zur örtlich getrennten Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub.	182
Abbildung 9.14: Schema einer Hochtemperatur-Austauschstufe mit gekreuzter Verschaltung der Rückführung des Umlaufmaterials zur getrennten Abscheidung von Kreislaufkomponenten und Staub.	184
Abbildung 9.15: Schematische Darstellung der Abreinigung verwendeter Klinkergranalie mit anschließender Kühlung.	185
Abbildung 9.16: Schematische Darstellung der Abreinigung verwendeter Klinkergranalien mit anschließender nasser Reinigung zur Entfernung von anhaftenden Kreislaufkomponenten.	186
Abbildung 9.17: Kreislaufbildung im LPP.	188
Abbildung 9.18: Kreislaufbildung im LPP-Mischkonzept.	189
Abbildung 16.1: Pareto-Diagramm für die Signifikanz der Einflussgrößen auf den Gesamtabscheidegrad von Filterstaub im horizontalen Versuchsaufbau	239
Abbildung 16.2: Pumpenkennlinie der Vakuumpumpe SV 1040 C [Dr.-Ing. K. Busch GmbH].	239

Abbildung 16.3: Schüttungs- und Gastemperatur über die Versuchsdauer. Vergleich von 15, 30, 60 und 75 min.....	246
Abbildung 16.4: Schüttungs- und Gastemperatur über die Versuchsdauer. Einfluss der Gasgeschwindigkeit (0,3 und 0,5 m/s)	246
Abbildung 16.5: Darstellung der gemessenen und berechneten Staubmassen in den Werksversuchen unter Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve orange).....	247
Abbildung 16.6: Darstellung der gemessenen und berechneten Staubmassen (Summe aus in der Schüttung und vor der Schüttung) in den Werksversuchsreihen zwei und drei unter Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve orange).....	248
Abbildung 16.7: Mögliche Ausgestaltung einer Hochtemperatur- Austauschstufe mit angedeuteten Leitelementen	259
Abbildung 16.8: Schemazeichnung eines beispielhaften Dampfkreislaufes für Szenario 1.....	261
Abbildung 16.9: Energieflussbild zum Rohgasszenario 1 ($69 \text{ m}^3/\text{s}$ (i.N., tr.), $863 \text{ }^\circ\text{C}$, $0,102 \text{ kg/ m}^3$ (i.N., tr.)) unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.	265
Abbildung 16.10: Energieflussbild zum Rohgasszenario 2 ($55 \text{ m}^3/\text{s}$ (i.N., tr.), $590 \text{ }^\circ\text{C}$, $0,045 \text{ kg/ m}^3$ (i.N., tr.)) unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.	265
Abbildung 16.11: Energieflussbild zum Mischkonzept 2 unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.	266

14 Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1: Typische Flüchtigkeitsfaktoren für verschiedene Kreislaufkomponenten [DUD1985]	18
Tabelle 2.2: Schmelzpunkte verschiedener Alkaliverbindungen nach [MUß1962].	19
Tabelle 3.1: Wärmeleitfähigkeit von Rohmehl und Klinker nach [PHI1975] (λ gemessen bei $\vartheta=20 \dots 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$, Kenngröße Brenntemperatur).	47
Tabelle 4.1: Parameter und Stufenauswahl für den statistischen Versuchsplan.	64
Tabelle 4.2: Parameter und Stufen des Versuchsplans für den Massenverlust an Staub durch Mitreißen.	65
Tabelle 4.3: Schüttungs und Staubmischung für die Mitreißversuche.	65
Tabelle 4.4: Versuchsplan Werksversuche.	72
Tabelle 5.1: Gemittelte Stoffdaten der verwendeten Prozessstäube und Klinker.	75
Tabelle 5.2: Literaturdaten für die Rein-, Roh- und Schüttdichten der verwendeten Materialien [STA1985].	76
Tabelle 6.1: Mittelwerte der Anlagen- und Rohgasparameter während der jeweiligen Woche der Werksversuche 1, 2 und 3 (unter Angabe der Mittelwertschwankung) *Stichprobenartige Messung während der Versuchswoche.	93
Tabelle 6.2: Versuchseinstellungen und Ergebnisse der Massenbilanz der Versuchsreihe V2.1 - 2.3 zur Bestimmung des Einflusses der Belegung von Kollektormaterial (Bezugsgröße Staubgehalt von V 2.2 & V 2.3).	110
Tabelle 7.1: Modelleingabewerte für Werksversuch 3.1.	117
Tabelle 7.2: Versuchs- und Modellergebnisse zu Versuch 3.1.	118

Tabelle 7.3: Widerstandsbeiwerte für die Druckverlustberechnung der durchströmten Kugelschüttung, ermittelt im Werksversuch.	127
Tabelle 7.4: Parameter und Stufen für den Versuchsplan zur Sensitivitätsstudie des stationären Modells.....	128
Tabelle 7.5: Geänderte Parameter in Modell und Werksversuch. Referenzversuch V 3.1: 4 - 8 mm Kollektorgröße, 1 h Beaufschlagung, 20 cm durchgehende Schüttung, ca. 10 m ³ /h Gasdurchfluss, 0,05 kg/m ³ (i.N., tr.) Staubbeladung.	131
Tabelle 7.6: Vergleich der Ergebnisse der Staubabscheidung aus der Einzelparameterstudie mit den Modellergebnissen.	131
Tabelle 8.1: Berechnete Rohgasparameter für den LPP nach dem VDZ-Prozessmodell.	140
Tabelle 8.2: Auslegungsgrößen der Hochtemperatur-Austauschstufe nach der Zielgrößenoptimierung für die Rohgasszenarien 1 und 2.....	146
Tabelle 8.3: Zusammenfassung der Ergebnisse der Anpassung des Grenzwertes der Filterbelegung zur Senkung des Druckverlustes über die Abscheidelänge. *für eine quadratische Anströmquerschnittsfläche von 9x9 m	154
Tabelle 8.4: Parameter und Stufen für die Analyse der Auswirkungen auf die Antwort Gastemperatur.....	156
Tabelle 8.5: Zusammenstellung Parameter und Ergebnisse der Hochtemperatur-Austauschstufe für eine Zieltemperatur im Heißgas für Rohgasszenario 1.....	159
Tabelle 9.1: Vergleich der nutzbaren Energieströme aus dem Referenzprozess, aus Szenario 1 und 2 und dem Mischkonzept für den LPP. Die Verluste wurden bilanziert sind aber nicht aufgetragen. Alle Daten sind in kJ pro kg Produkt (Klinker) angeben. *inklusive Staub	165

Tabelle 9.2: Vergleich der Hochtemperatur-Austauschstufe für Rohgasszenario 1 und der Mischkonzepte 1 und 2.	168
Tabelle 9.3: Gasmischung nach der Hochtemperatur-Austauschstufe und dem Zyklonvorwärmer im Mischkonzept 1.	170
Tabelle 9.4: Übersicht über die Eingabedaten zur Berechnung der Amortisationsdauer der verschiedenen Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen nach [PIL2018].	173
Tabelle 16.1: Wärmeleitfähigkeit verschiedener Ablagerungen [MUE2013] ..	237
Tabelle 16.2: Überprüfung der Gültigkeitsbereiche verschiedener Korrelationen für den Haftanteil zitiert nach [LEH2005] mit eingesetzten Daten für den Bypassstaub	238
Tabelle 16.3: Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 1	240
Tabelle 16.4: Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 2	242
Tabelle 16.5 Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 3	244
Tabelle 16.6: Übersicht über die Eingabeparameter aus den Werksversuchen für das Modell (Teil 1).	249
Tabelle 16.7: Übersicht über die Eingabeparameter aus den Werksversuchen für das Modell (Teil 2).	250
Tabelle 16.8: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.1.	251
Tabelle 16.9: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.2.	251
Tabelle 16.10: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.3.	252
Tabelle 16.11: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.4.	252

Tabelle 16.12: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.5.	253
Tabelle 16.13: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.2.	253
Tabelle 16.14: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.3.	254
Tabelle 16.15: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.4.	254
Tabelle 16.16: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.5.	255
Tabelle 16.17: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.6.	255
Tabelle 16.18: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.7.	256
Tabelle 16.19: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.8.	256
Tabelle 16.20: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.9.	257
Tabelle 16.21: Ergebnisse der Berechnung mit dem stationären Modell die Rohgasentstaubung nach Szenario 1 aus Tabelle 8.1 *Mittelwert bei theoretischer Kreuzstrombetrachtung am Ausgang über die Abscheidelänge.....	258
Tabelle 16.22: Erwartete Ergebnisse für die Bilanzierung des LPP im Vergleich zu einem Referenzprozess *	
CO ₂ aus Rohmaterial und aus den fossilen Brennstoffen **	
Durchschnittliche CO ₂ -Emission deutscher Kohlekraftwerke *** als	

Energieäquivalent

260

Tabelle 16.23: Zusammenstellung der berechneten Ergebnisse für den Dampfkraftprozess (Teil 1).	262
Tabelle 16.24: Zusammenstellung der berechneten Ergebnisse für den Dampfkraftprozess (Teil 2). * nur im 60 % Teilgasstrom elektrische Energie	263
Tabelle 16.25: Daten der Hochtemperatur-Austauschstufe für den Gasstrom nach dem Zyklonvorwärmer im Mischkonzept 1 und 2	264

15 Formelverzeichnis

Formel (1): Gesamtbilanz Konzentration der kreislaufbildenden Komponenten	14
Formel (2): Konzentration kreislaufbildender Komponenten im Brenngut	14
Formel (3): Konzentration kreislaufbildender Komponenten im Klinker	14
Formel (4): Konzentration kreislaufbildender Komponenten im Kondensat am Rohmehl	15
Formel (5) Flüchtigkeit der Kreislaufelemente	15
Formel (6): Alkaligehalt im Kreislauf	17
Formel (7): Anreicherung der Alkalien	17
Formel (8): Ventil der Kreislaufbildenden Komponenten über die Gasphase	17
Formel (9): Massenbilanz der Schüttschicht	26
Formel (10): Akkumulationsterm	27
Formel (11): konvektiver Strömungstransport	27
Formel (12): Abscheideterm	27
Formel (13): Staubbeladung in der Schüttschicht	27
Formel (14): Stokes-Zahl	31
Formel (15): Cunningham-Korrektur	31
Formel (16): effektive Stokes-Zahl	32
Formel (17): Hydrodynamischer Anteil A_H für die effektiven Stokes-Zahl	32
Formel (18): Hydrodynamischer Anteil A_P für die effektive Stokes-Zahl	32
Formel (19): Auftreffgrad für die Trägheit	32
Formel (20): Auftreffgrad für die Diffusion	32
Formel (21): Péclet-Zahl	32

Formel (22): Diffusionskoeffizient.....	32
Formel (23): Auftreffgrad für den Sperreffekt.....	32
Formel (24): Radienverhältnis Partikel und Abscheideelement	33
Formel (25): Korrekturfaktor für das Geschwindigkeitsprofil in Abhängigkeit von der Porosität der Schüttung.....	33
Formel (26): Einzelkornauftreffgrad	33
Formel (27): Haftanteil	33
Formel (28): Abscheidegrad	33
Formel (29): Trenngrad	33
Formel (30): Gesamtabscheidegrad	34
Formel (31): Druckverlustgleichung nach Ergun.....	34
Formel (32): Reibungsfaktor nach Ergun	34
Formel (33): Reynolds-Zahlen.....	34
Formel (34): Widerstandbeiwert einer monodispersen Kugelschüttung nach Brauer.....	35
Formel (35): Druckverlust pro Längeneinheit	35
Formel (36): Reynolds-Zahl der Schüttung.....	35
Formel (37): charakteristischer Partikeldurchmesser	36
Formel (38): Eulerzahl für kugelige Partikel.....	36
Formel (39): Größenverhältnis für Eulerzahl.....	36
Formel (40): Kugeleynoldsahl	36
Formel (41): Druckverlust abhängig von der Filterbelegung.....	37
Formel (42): Porengröße unbelegte Schüttung.....	37
Formel (43): Porengröße in Abhängigkeit von der Filterbelegung	37

Formel (44): Wärmeleitung.....	38
Formel (45): Konvektion	38
Formel (46): Strahlung.....	38
Formel (47): Wärmewiderstand	41
Formel (48): Wärmewiderstand Wärmeübergang.....	41
Formel (49): Wärmewiderstand Leitung.....	41
Formel (50): Wärmeleitfähigkeit der Schüttung bezogen auf die Wärmeleitfähigkeit des Fluids	42
Formel(51): Wärmeleitfähigkeit des Kerns nach dem Modell von Zehner, Bauer und Schlünder	43
Formel (52): effektive Temperaturleitfähigkeit nach dem Modell von Zehner, Bauer und Schlünder	43
Formel (53): Verformungsfaktor nach dem Modell von Zehner, Bauer und Schlünder.....	43
Formel (54): Strahlungseinfluss nach dem Modell von Zehner, Bauer und Schlünder.....	43
Formel (55): Druckeinfluss nach dem Modell von Zehner, Bauer und Schlünder.....	44
Formel (56): Nusselt-Zahl	44
Formel (57): mittlere Nusselt-Zahl für die Einzelkugel	44
Formel (58): Nusselt-Korrelation für den laminaren Bereich.....	44
Formel (59): Nusselt-Korrelation für den turbulenten Bereich.....	44
Formel (60): Reynolds-Zahl Einzelkugelumströmung.....	44
Formel (61): Prandtl-Zahl Einzelkugelumströmung	44

Formel (62): Nusselt-Zahl der Kugelschüttung.....	45
Formel (63): Wärmestromdichte Strahlung	45
Formel (64): Wärmestahlungskoeffizient	45
Formel (65): Enthalpieberechnung	45
Formel (66): kritische Auftreffgeschwindigkeit	50
Formel (67): Haftanteil nach [HIL1981]	53
Formel (68): Haftanteil nach [REM2001]	54
Formel (69): Haftanteil nach [MAU1997]	54
Formel (70): Haftanteil nach [PTA1990]	54
Formel (71): Korrelation Filterbelegung W_A	58
Formel (72): Korrelation Filterbelegung W_A	58
Formel (73): Filterbelegungsgrad	59
Formel (74): örtlich und zeitlich abhängige Filterbelegung der Schüttung	59
Formel (75): maximale Filterbelegung der Schüttung.....	59
Formel (76): Staudruck	66
Formel (77): Bestimmung der Gasgeschwindigkeit über Bernoulli	66
Formel (78): benötigte Gasgeschwindigkeit in der Messsonde	69
Formel (79): benötigte Querschnittsfläche der Messsonde.....	70
Formel (80): Einfluss des Durchmesserhältnisses auf den Lückengrad	80
Formel (81): Druckverlustgleichung nach Ergun mit angepasstem Widerstandsbeiwert.....	83
Formel (82) Druckverlustgleichung nach Brauer mit angepasstem Widerstandsbeiwert.....	83
Formel (83): effektiver Diffusionskoeffizient.....	119

Formel (84): Durchmesserwachstum der Klinkergranalien aufgrund dauerhaft haftenden Staubes	160
--	-----

16 Anhang

Tabelle 16.1: Wärmeleitfähigkeit verschiedener Ablagerungen [MUE2013]

	Wärmeleitfähigkeit in W/mK
Asche (Kohle)	0,02-1,9
Asche (Öl)	0,05-1,9
Biofilm	0,5-0,7
Calciumcarbonat (porös)	0,35
Calciumcarbonat (Dampferzeuger)	0,9
Calciumcarbonat (Aragonit)	1,7
Calciumcarbonat	1,5-2,9
Kalziumphosphat	2,6
Kalziumsulfat	0,6-2,3
Kalziumsulfat (Dampferzeuger)	0,8-2,2
Eisensulfit-Ablagerung	1,2
Flugzeugbenzin-Ablagerungen	0,12
Gasöl-Ablagerungen	0,3-1,1
Hämatit (Dampferzeuger)	0,6
Koks	0,3-0,9
Korrosionsprodukt (BWR)	0,7-0,8
Korrosionsprodukt (LMFBR)	0,1-0,3
Kühlwasser-Ablagerungen	1,4-3,2
Magnesiumphosphat	2,3
Magnetit, $\epsilon = 0$, kein Sieden	3,0-5,1
Magnetit, $\epsilon = 0$, Sieden	18,3-24,2
Magnetit, $\epsilon = 0,38$, überkrit. Sieden	1,5-3,5
Magnetit, $\epsilon = 0,65$, überkrit. Sieden	1,3-2,6
Magnetit, $\epsilon = 0,7-0,77$, Sieden	1,0-2,0
Magnetit, $\epsilon = 0,7-0,9$	0,15-1,3
Milchbestandteile	0,5-0,7

	Wärmeleitfähigkeit in W/mK
Serpentin (Dampferzeuger)	1,0

Tabelle 16.2: Überprüfung der Gültigkeitsbereiche verschiedener Korrelationen für den Haftanteil zitiert nach [LEH2005] mit eingesetzten Daten für den Bypassstaub

Geschwindigkeit in der Schüttung	0,005	0,01	0,1	1	2	4	8
$R = d_p/d_F$	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
Cu	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
St	$5 \cdot 10^{-5}$	$1 \cdot 10^{-4}$	$1 \cdot 10^{-3}$	0,01	0,02	0,04	0,08
Re	0,87	1,73	17	173	347	694	1387
Haftanteil							
[HIL1981] $1 < St < 20$; $0,01 < Re < 1$; $h > 0,1$	69989	25440	882	30	11	4	1
[REM2001] $0,7 < St < 5$; $1,4 < Re < 5$	$1,2 \cdot 10^{12}$	$1,3 \cdot 10^{11}$	$7,5 \cdot 10^7$	$4,3 \cdot 10^4$	$4,6 \cdot 10^4$	487	52
[MAU1997] $1 < St < 50$; $0,5 < Re < 9,2$; $R < 0,67$	$8,8 \cdot 10^{-5}$	$1,7 \cdot 10^{-4}$	$1,8 \cdot 10^{-3}$	0,018	0,035	0,071	0,141
[PTA1990] $1 < St < 120$; $0,4 < Re < 5,72$; $R < 0,4$	0,9999	0,9999	0,9997	0,9924	0,9807	0,9519	0,8851

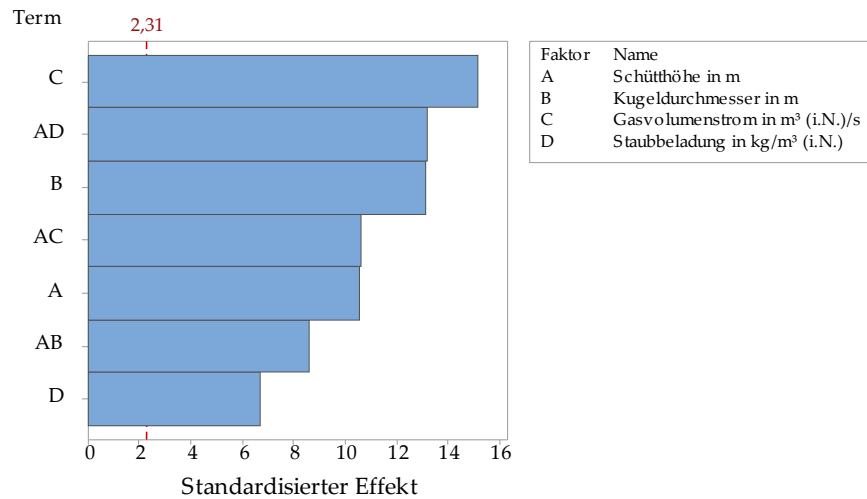


Abbildung 16.1: Pareto-Diagramm für die Signifikanz der Einflussgrößen auf den Gesamtabscheidegrad von Filterstaub im horizontalen Versuchsaufbau

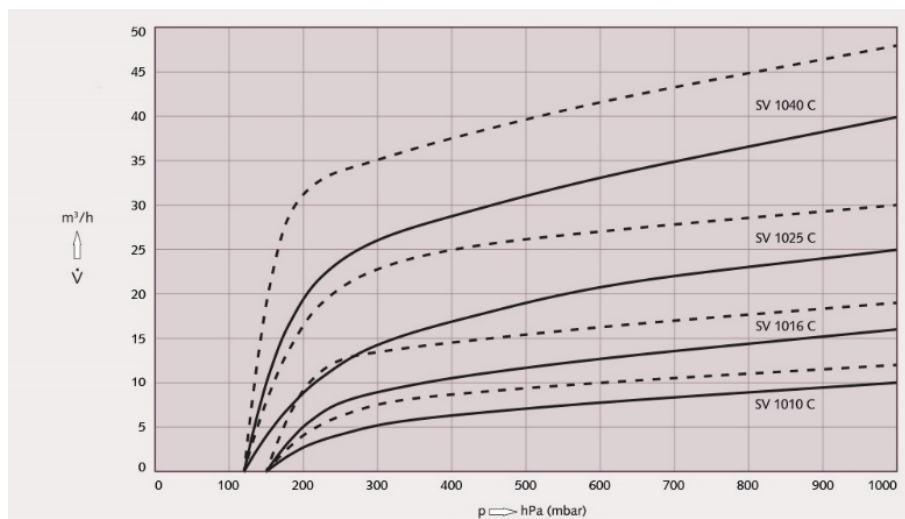


Abbildung 16.2: Pumpenkennlinie der Vakuumpumpe SV 1040 C [Dr.-Ing. K. Busch GmbH]

16.1 Anhang Ergebnisse Werksversuch

Tabelle 16.3: Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 1

	V1.1	V1.2	V1.3	V1.4
Versuchseinstellungen				
Klinkergranalienfraktion in mm	8 - 11,2	8 - 11,2	8 - 11,2	4 - 8
Schüttungslänge in m	0,2	0,2	0,2	0,2
Versuchsdauer in h	0,9	0,9	1,5	1,0
Volumenstrom Gasuhr in m³/h	10	10	10	10
Rohgasmesswerte				
Temperatur in °C	355	349	353	380
Staubbeladung in g/m³ (i.N., tr.)	78			
Messwerte Versuchsanlage				
Gasmenge in m³/h (i.N., tr)	7,8	6,6	6,5	6,6
Gasgeschwindigkeit in m/s	0,324	0,274	0,272	0,277
Sauerstoffgehalt in Vol.-%	N.A.	13	9	8
Max. Temperatur in Schüttung in °C	113,3	134	161,1	195,1
Max. Temperatur nach der Schüttung in °C	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.

	V1.1	V1.2	V1.3	V1.4
Max. Druckverlust über Schüttung in mbar	3	7	17	12
Mischungsrechnung				
Frischluf:Rohgas (M-.)	N.A.	6	2	1
theoretischer Staubgehalt in g/m ³ (i.N., tr.)	N.A.	11	24	40
theoretische Gastemperatur in °C	N.A.	68	123	205
Massenbilanz				
Abgeschiedene Staubmasse in g	240,9	113	105,1	113,4
Staub zu Klinker Verhältnis in der Schüttung in g	0,100	0,032	0,027	0,036
vor Schüttung in %	2	12	3	5
Schüttung in %	90	67	60	75
Filter (nach der Schüttung) in %	8	2	37	20

Tabelle 16.4: Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 2

	V2.1	V2.2	V2.3	V2.4	V2.5
Versuchseinstellungen					
Klinkergranalien- fraktion in mm	4 - 8	4 - 8	4 - 8	4 - 8	4 - 8
Schüttungslänge in m	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Versuchsdauer in h	1	0,5	0,5	0,5	1,4
Volumenstrom Gasuhr in m³/h	10	10	10	20	10
Rohgasmesswerte					
Temperatur in °C	371	381	377	379	375
Staubbeladung in g/m³ (i.N., tr.)	64				
Messwerte Versuchsanlage					
Gasmenge in m³/h (i.N., tr)	8,1	8,1	8,1	12,4	8,1
Gasgeschwindigkeit in m/s	0,331	0,333	0,333	0,506	0,333
Sauerstoffgehalt in Vol.-%	3,7	5,0	4,6	5,2	4,1
Max. Temperatur in Schüttung in °C	237	227	236	234	244
Max. Temperatur nach der Schüttung in °C	78	67	89	108	112
Max. Druckverlust über Schüttung in mbar	28	25	27	21	51

	V2.1	V2.2	V2.3	V2.4	V2.5
Massenbilanz					
Abgeschiedene Staubmasse in g	466,7	296,6	262,9	346,1	759,3
Staub zu Klinker Verhältnis in der Schüttung in g	0,102	0,084	0,078	0,072	0,160
vor Schüttung in %	23	21	13	14	29
Schüttung in %	53	69	72	51	51
Filter (nach der Schüttung) in %	23	10	15	36	20

Tabelle 16.5 Ergebnisse der Versuchsreihe aus Werksversuch 3

	V3.1	V3.2	V3.3	V3.4	V3.5	V3.6	V3.7	V3.8	V3.9
Versuchseinstellungen									
Klinkergranalien- fraktion in mm	4 - 8	4 - 8	4 - 8	4 - 8	4 - 8	8 - 11,2	8 - 11,2	8 - 11,2	4 - 8
Schüttungslänge in m	20	20	10 10	10 10	20 10	20	10 10	20	10
Versuchsdauer in h	1	0,25	1	0,5	1	1	1	0,5	1
Volumenstrom Gasuhr in m³/h	10	10	10	10	10	10	10	10	10
Rohgasmesswerte									
Temperatur in °C	379	375	378	374	384	378	375	375	375
Staubbeladung in g/m³ (i.N., tr.)	64								
Messwerte Versuchsanlage									
Gasmenge in m³/h (i.N., tr)	7,5	7,7	6,9	7,2	7,3	6,9	6,8	7,7	6,5
Gasgeschwindigkeit in m/s	0,31	0,32	0,28	0,30	0,30	0,28	0,28	0,32	0,27
Sauerstoffgehalt in Vol.-%	5,8	4,1	4,1	4,1	4,6	4,0	5,9	3,8	4,1
Max. Temperatur in Schüttung in °C	244	198	246	251	252	264	242	232	240
Max. Temperatur nach der Schüttung in °C	105	120	115	767	141	173	150	173	200
Max. Druckverlust über Schüttung in mbar	50	10	24	16	32	15	11	5	11
Massenbilanz									

	V3.1	V3.2	V3.3	V3.4	V3.5	V3.6	V3.7	V3.8	V3.9
Abgeschiedene Staubmasse in g	388	119	400	235	420	369	466	209	313
Staub zu Klinker Verhältnis in der Schüttung in g	0,12	0,03	0,10	0,07	0,09	0,12	0,11	0,07	0,07
vor Schüttung in %	6	7	18	14	12	5	25	2	23
Schüttung in %	75	58	60	70	78	75	57	78	29
Filter (nach der Schüttung) in %	19	35	22	17	10	20	18	20	48

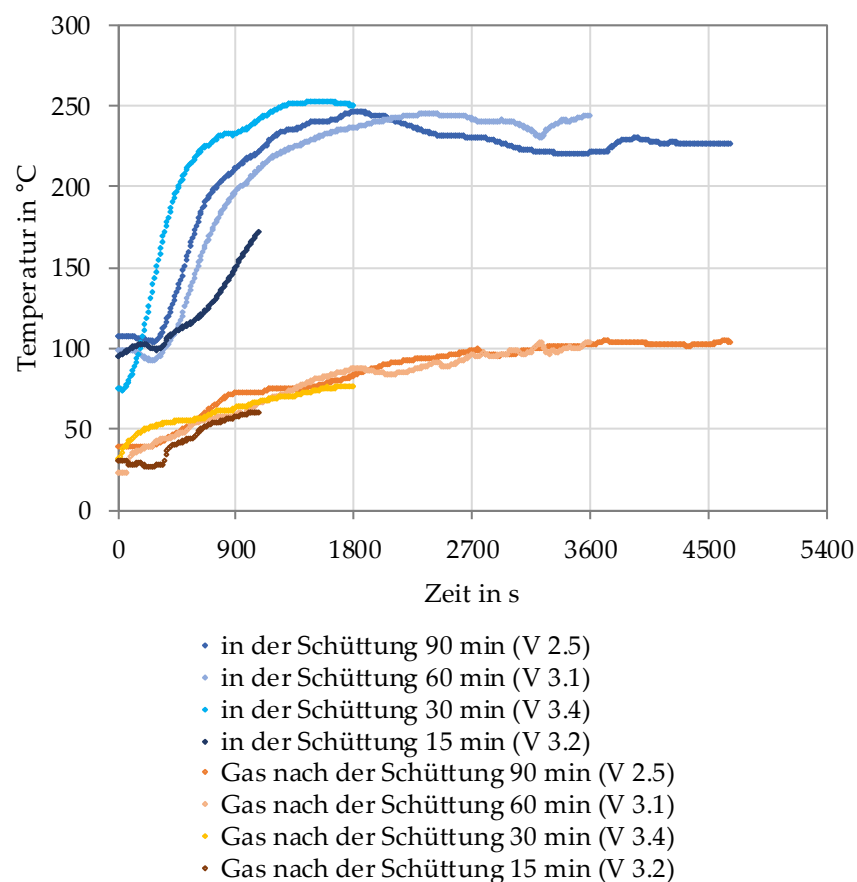


Abbildung 16.3: Schüttungs- und Gastemperatur über die Versuchsdauer. Vergleich von 15, 30, 60 und 75 min

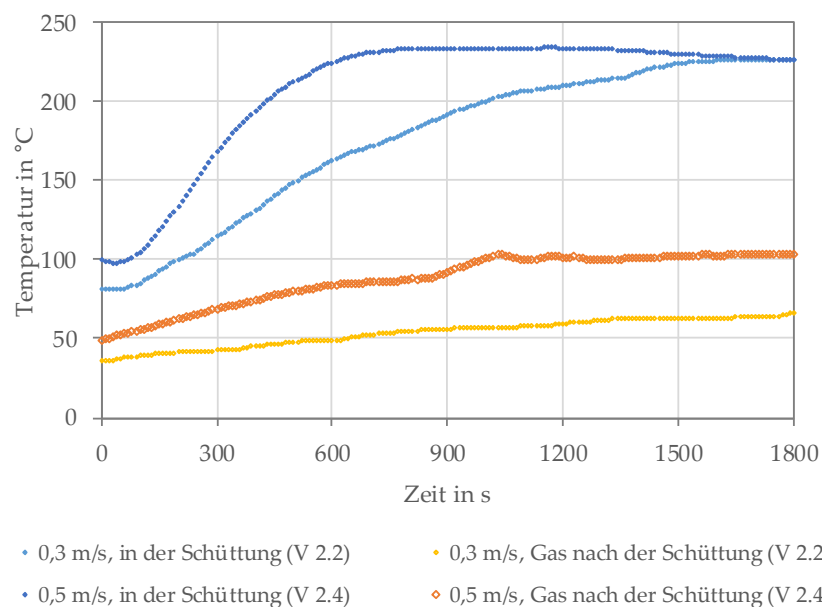


Abbildung 16.4: Schüttungs- und Gastemperatur über die Versuchsdauer. Einfluss der Gasgeschwindigkeit (0,3 und 0,5 m/s)

16.2 Anhang Modell Werksversuch

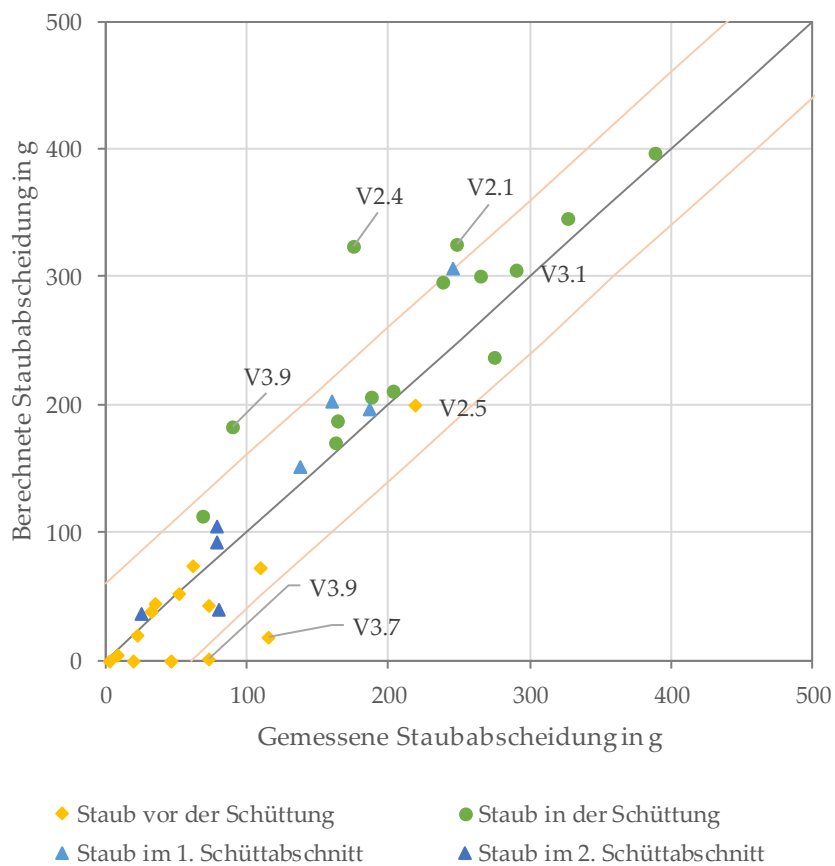


Abbildung 16.5: Darstellung der gemessenen und berechneten Staubmassen in den Werksversuchen unter Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve orange)

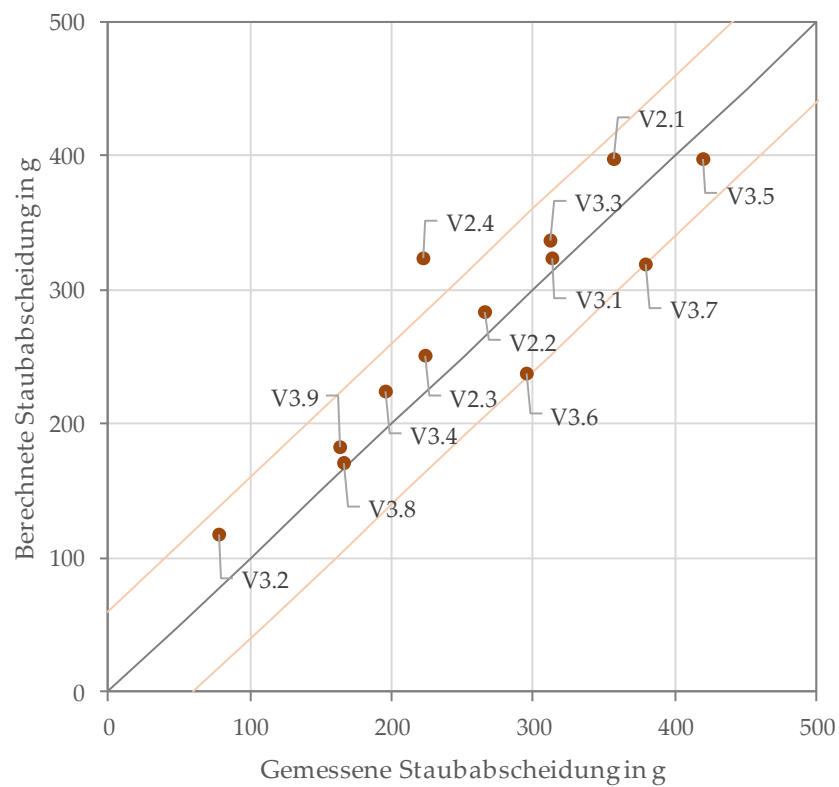


Abbildung 16.6: Darstellung der gemessenen und berechneten Staubmassen (Summe aus in der Schüttung und vor der Schüttung) in den Werksversuchsreihen zwei und drei unter Angabe der Schwankung der Rohgasstaubmessung (Hüllkurve orange).

Tabelle 16.6: Übersicht über die Eingabeparameter aus den Werksversuchen für das Modell (Teil 1).

Eingabe Variable	V2.1	V 2.2	V 2.3	V 2.4	V 2.5	V 3.1	V 3.2
Rohgastemperatur in °C	364	364	364	364	364	377	377
Rohgassauerstoff- anteil	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Rohgaskohlenstoff- dioxidanteil	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
Rohgaswasseranteil	0,09	0,024	0,09	0,024	0,09	0,054	0,09
Rohgasstaubbeladung in g/m³ (i.N., tr)	58,76	72,84	64,56	41,94	0,07	51,63	62,74
Umgebungstemperatur	32	35	31	39	36	19	10
Volumenstrom Anlage in m³(i.N., tr)/s	0,002	0,002	0,002	0,003	0,002	0,002	0,002
Granalienvorheiz- temperatur in °C	88	80	109	106	107	97	91
Vorheiztemperatur hinter der Schüttung in °C	32	37	38	45	40	34	41
Einwaage Klinker in kg	2,43	2,44	2,43	2,43	2,43	2,43	2,41
Mittlerer Granaliendurchmesser in mm	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0	6,0
Heiztemperatur in °C	100	100	100	100	100	100	100
Schüttlänge in m	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Versuchsdauer in s	1,0	0,5	0,5	0,7	1,3	1,0	0,25

Tabelle 16.7: Übersicht über die Eingabeparameter aus den Werksversuchen für das Modell (Teil 2).

Eingabe Variable	V 3.3	V 3.4	V 3.5	V 3.6	V 3.7	V 3.8	V 3.9
Rohgastemperatur in °C	377	377	377	377	377	377	377
Rohgassauerstoff- anteil	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Rohgaskohlenstoff- dioxidanteil	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
Rohgaswasseranteil	0,054	0,09	0,09	0,054	0,09	0,09	0,09
Rohgasstaubbeladung in g/m³ (i.N., tr)	58,33	66,28	58,46	53,62	69,57	54,81	48,92
Umgebungstemperatur	20	17	23	25	18,3	19,6	17,4
Volumenstrom Anlage in m³(i.N., tr)/s	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002
Granalienvorheiz- temperatur in °C	72	73	124	97	72	107,8	76,2
Vorheiztemperatur hinter der Schüttung in °C	41	39	50	51	73	41,5	55,9
Einwaage Klinker in kg	2,45	2,48	3,67	2,40	2,40	2,36	1,26
Mittlerer Granaliendurchmesser in mm	6,0	6,0	6,0	9,6	9,6	9,6	6,0
Heiztemperatur in °C	100	100	100	100	100	100	100
Schüttlänge in m	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,2	0,1
Versuchsdauer in s	1,0	0,5	1,0	1,0	1,0	0,5	1,0

Tabelle 16.8: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.1.

Ausgabe Variable	V 2.1	Modell V 2.1
Gastemperatur in °C	78	224
Granalientemperatur in °C	240	2601
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	13,85	8,70
Druckverlust Filterbelegung in mbar	28	57
Abgeschiedene Staubmasse in g	357	397
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	109	72
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	220
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	105
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	76	85
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,24	0,21
Staub in der Schüttung in g	248	325

Tabelle 16.9: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.2.

Ausgabe Variable	V 2.2	Modell V 2.2
Gastemperatur in °C	67	225
Granalientemperatur in °C	228	264
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	7,43	3,06
Druckverlust Filterbelegung in mbar	28	39
Abgeschiedene Staubmasse in g	266	284
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	62	74
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	168
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	42
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	90	96
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,26	0,26
Staub in der Schüttung in g	204	210

Tabelle 16.10: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.3.

Ausgabe Variable	V 2.3	Modell V 2.3
Gastemperatur in °C	89	225
Granalientemperatur in °C	236	264
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	9,52	3,08
Druckverlust Filterbelegung in mbar	30	40
Abgeschiedene Staubmasse in g	224	250
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	35	45
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	165
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	41
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	85	95
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,27	0,27
Staub in der Schüttung in g	189	205

Tabelle 16.11: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.4.

Ausgabe Variable	V 2.4	Modell V 2.4
Gastemperatur in °C	104	269
Granalientemperatur in °C	235	300
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	15,01	2,92
Druckverlust Filterbelegung in mbar	23	23
Abgeschiedene Staubmasse in g	222	323
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	47	31
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	238
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	54
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	64	93
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,43	0,37
Staub in der Schüttung in g	175	292

Tabelle 16.12: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 2.5.

Ausgabe Variable	V 2.5	Modell V 2.5
Gastemperatur in °C	112	228
Granalientemperatur in °C	228	263
Rest Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	13,94	12,51
Druckverlust Filterbelegung in mbar	61	73
Abgeschiedene Staubmasse in g	608	596
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	219	199
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	230
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	166
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	79	81
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,17	0,18
Staub in der Schüttung in g	389	397

Tabelle 16.13: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.2.

Ausgabe Variable	V 3.2	Modell V 3.2
Gastemperatur in °C	120	185
Granalientemperatur in °C	199	232
Rest Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	22,00	1,08
Druckverlust Filterbelegung in mbar	12	20
Abgeschiedene Staubmasse in g	77	117
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	8	4
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	100
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	13
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	65	98
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,33	0,32
Staub in der Schüttung in g	69	113

Tabelle 16.14: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.3.

Ausgabe Variable	V 3.3	Modell V 3.3
Gastemperatur in °C	120	206
Granalientemperatur in °C	247	246
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	12,86	9,37
Druckverlust Filterbelegung in mbar	27	43
Abgeschiedene Staubmasse in g	313	337
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	73	42
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	161	203
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	78	92
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	78	84
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,24	0,22
Staub in der Schüttung in g	239	295

Tabelle 16.15: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.4.

Ausgabe Variable	V 3.4	Modell V 3.4
Gastemperatur in °C	77	206
Granalientemperatur in °C	251	249
Rest Staubbelaugung in g/m ³ (i.N., tr.)	11,01	2,97
Druckverlust Filterbelegung in mbar	24	31
Abgeschiedene Staubmasse in g	196	225
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	33	37
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	138	151
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	26	36
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	83	96
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,26	0,26
Staub in der Schüttung in g	164	187

Tabelle 16.16: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.5.

Ausgabe Variable	V 3.5	Modell V 3.5
Gastemperatur in °C	149	211
Granalientemperatur in °C	254	253
Rest Staubbeldung in g/m ³ (i.N., tr.)	5,83	3,23
Druckverlust Filterbelegung in mbar	36	62
Abgeschiedene Staubmasse in g	420	398
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	52	51
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	246	306
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	81	40
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	90	94
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,25	0,25
Staub in der Schüttung in g	327	346

Tabelle 16.17: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.6.

Ausgabe Variable	V3.6	Modell V 3.6
Gastemperatur in °C	173	208
Granalientemperatur in °C	244	248
Rest Staubbeldung in g/m ³ (i.N., tr.)	10,75	19,39
Druckverlust Filterbelegung in mbar	22	14
Abgeschiedene Staubmasse in g	296	237
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	20	0
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	146
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	91
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	80	64
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,23	0,26
Staub in der Schüttung in g	276	237

Tabelle 16.18: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.7.

Ausgabe Variable	V3.7	Modell V 3.7
Gastemperatur in °C	127	203
Granalientemperatur in °C	227	243
Rest Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	12,82	22,01
Druckverlust Filterbelegung in mbar	15	16
Abgeschiedene Staubmasse in g	380	319
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	115	17
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	187	196
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	78	105
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	82	68
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,24	0,23
Staub in der Schüttung in g	265	301

Tabelle 16.19: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.8.

Ausgabe Variable	V3.8	Modell V 3.8
Gastemperatur in °C	173	218
Granalientemperatur in °C	235	259
Rest Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	10,94	10,02
Druckverlust Filterbelegung in mbar	8	12
Abgeschiedene Staubmasse in g	167	170
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	4	0
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	120
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	51
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	80	82
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,59	0,30
Staub in der Schüttung in g	163	170

Tabelle 16.20: Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Modellergebnissen zu Versuch 3.9.

Ausgabe Variable	V3.9	Modell V 3.9
Gastemperatur in °C	203	200
Granalientemperatur in °C	241	239
Rest Staubbeladung in g/m ³ (i.N., tr.)	23,30	20,26
Druckverlust Filterbelegung in mbar	15	26
Abgeschiedene Staubmasse in g	164	183
Abgeschiedene Staubmasse vor Schüttung in g	73	1
Abgeschiedene Staubmasse Teil 1 in g	nicht gemessen	106
Abgeschiedene Staubmasse Teil 2 in g	nicht gemessen	77
Wirkungsgrad der Staubabscheidung in %	52	59
Mittlerer Lückengrad nach Abscheidung	0,25	0,17
Staub in der Schüttung in g	90	183

16.3 Anhang Scale-up der Hochtemperatur-Austauschstufe

Tabelle 16.21: Ergebnisse der Berechnung mit dem stationären Modell die Rohgasentstaubung nach Szenario 1 aus Tabelle 8.1

***Mittelwert bei theoretischer Kreuzstrombetrachtung am Ausgang über die Abscheidelänge**

Rohgasszenario	1			2		
Anströmgeschwindigkeit in m/s	0,5	0,5	4	0,5	0,5	4
Beaufschlagungsdauer in h	1	24	24	1	24	24
Wirkungsgrad der Abscheidung in %	99	99	99	99	99	99
Querschnittsfläche in m²	590	590	74	363	363	45
Abscheidelänge in m	2,3	3,3	4,7	2,0	3,1	4,9
Energieverlust in %	54	15	3	38	8	2
Temperatur der Granalien in °C	245	718	659	230	516	454
Mittlere Temperatur des Gases in °C	253	696	832	264	520	576
Druckverlust in bar	0,06	0,22	4,20	0,03	0,16	3,57

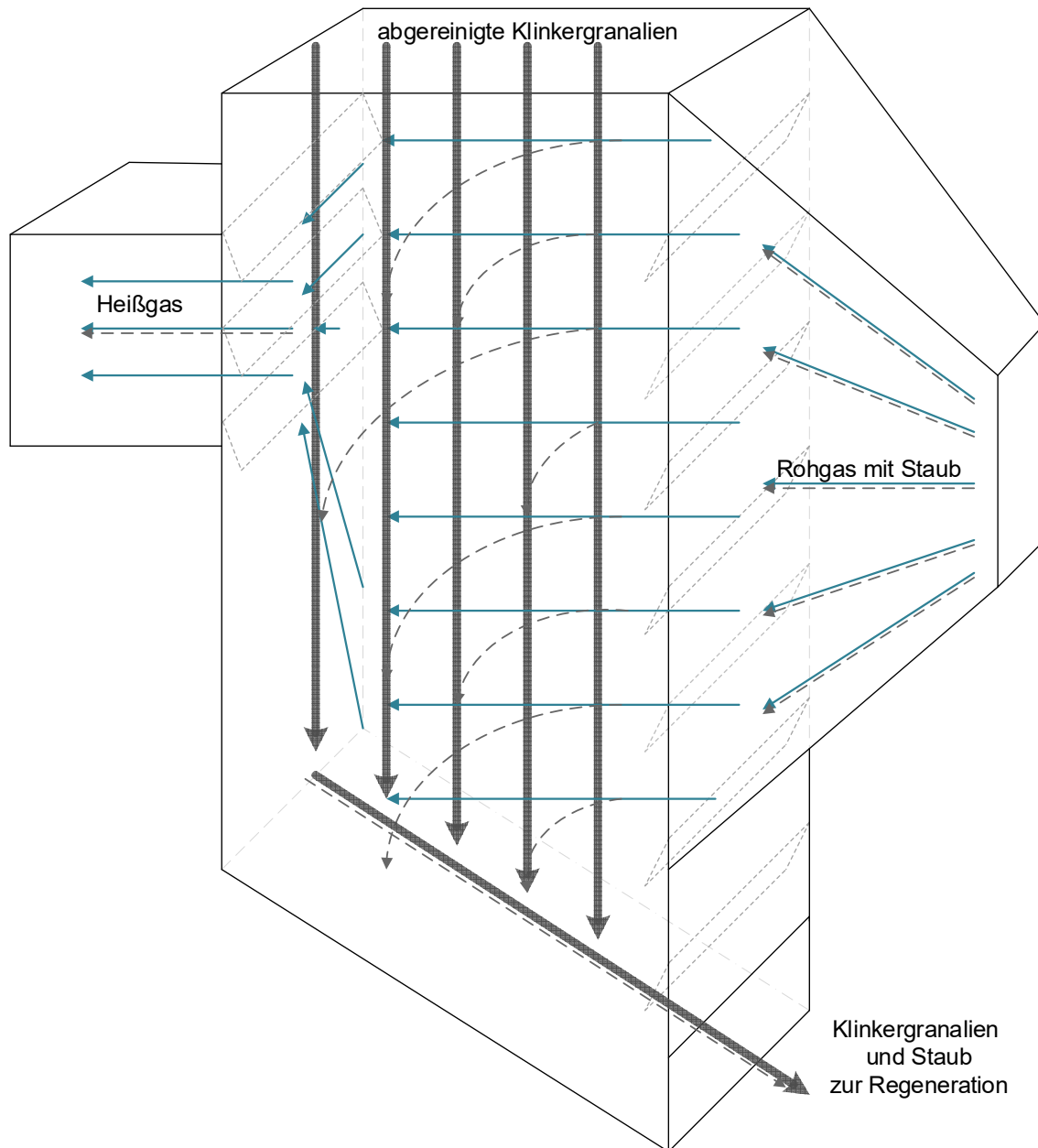


Abbildung 16.7: Mögliche Ausgestaltung einer Hochtemperatur-Austauschstufe mit angedeuteten Leitelementen

16.4 Anhang Anwendung der Hochtemperatur-Austauschstufe

Tabelle 16.22: Erwartete Ergebnisse für die Bilanzierung des LPP im Vergleich zu einem Referenzprozess

* CO₂ aus Rohmaterial und aus den fossilen Brennstoffen

** Durchschnittliche CO₂-Emission deutscher Kohlekraftwerke

*** als Energieäquivalent

	BAT-Prozess	LPP	Max. LPP
Prozesskonfiguration	5-stufiger Zyklonvorwärmer, Calcinator mit Tertiärluft, Drehrohrofen, Rostkühler	Calcinator mit Rohmehlaufgabe und Tertiärluftleitung, Drehrohrofen, Rostkühler, HTHD-Austauscher, Abhitzeessel und Turbine	
Klinkerproduktion in t/d	3000	3000	3000
Eigenstromproduktion in %	0	100	130
Spez. Energiebedarf in kJ/kg_{Klinker}	3200	4120	4570
extern Stromversorgung***	1300	0	0
Produktion Klinker	3200	2620	2620
Produktion elektrische Energie	0	1500	1950
Ersatzbrennstoffrate in %	64	80	80
CO₂-Emission in kg CO₂/kg_{Klinker}	0,75	0,69	0,74
Direkt*	0,65	0,00	0,00
Indirekt	0,10	0,69	0,74
Gasspezifikationen			

	BAT-Prozess	LPP	Max. LPP
Gasvolumenstrom in m ³ (i.N.)/kg _{Klinker}	1,2 - 1,5	1,9 - 2,2	2,2 - 2,5
Temperatur in °C	320 - 360	900	900
Staubbelastung in g/m ³ (i.N.)	60	200	200

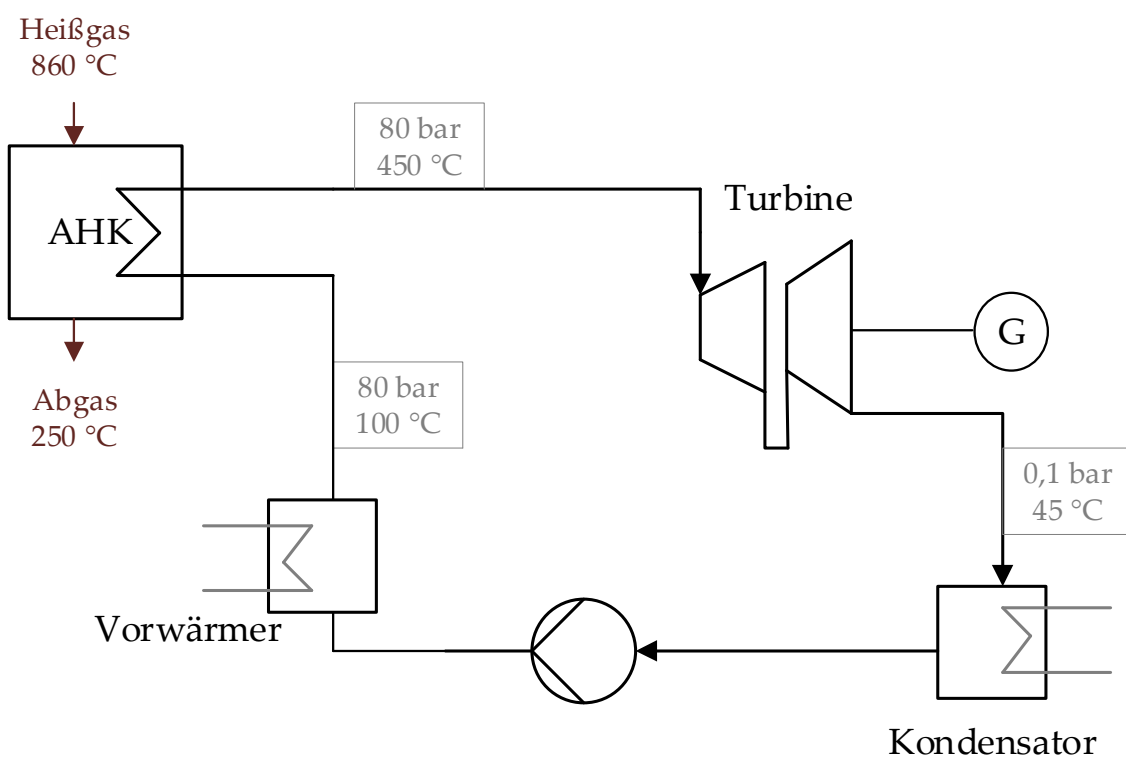


Abbildung 16.8: Schemazeichnung eines beispielhaften Dampfkreislaufes für Szenario 1

Tabelle 16.23: Zusammenstellung der berechneten Ergebnisse für den Dampfkraftprozess (Teil 1).

Szenario	1	2	1 mit O ₂ -Anreicherung
Reingasdaten			
Volumenstrom in m ³ (i.N., tr) /s	70	56	68
Temperatur in °C	800	589	802
Staubbeladung in kg/m ³ (i.N., tr)	0,0010	0,0011	0,0011
Klinkerproduktion in t/d	3111	2991	3044
Ergebnisse elektrische Energie			
<i>in MW</i>	22,8	11,0	22,8
<i>in kWh/t Kli</i>	175,9	87,9	179,6
<i>in kJ/kg Kli</i>	633,2	316,4	646,7
Vergleichswert Grundlast			
<i>in MW</i>	19,8	19,0	19,3

Tabelle 16.24: Zusammenstellung der berechneten Ergebnisse für den Dampfkraftprozess (Teil 2).

*** nur im 60 % Teilgasstrom elektrische Energie**

Szenario	Misch- konzept 1	Misch- konzept 2		Misch- konzept 1*	Misch- konzept 2*
Reingasdaten					
Volumenstrom in m ³ (i.N., tr) /s	59	56		35	33
Temperatur in °C	640	589		798	802
Staubbeladung in kg/m ³ (i.N., tr)	0,0011	0,0012		0,0012	0,0012
Klinkerproduktion in t/d	2908	2957		2908	2957
Ergebnisse elektrische Energie					
<i>in MW</i>	13,4	10,9		11,5	11,0
<i>in kWh/t Kli</i>	110,7	88,4		95,3	89,1
<i>in kJ/kg Kli</i>	398,6	318,3		342,9	320,8
Vergleichswert Grundlast					
<i>in MW</i>	18,5	18,8		18,5	18,8

Tabelle 16.25: Daten der Hochtemperatur-Austauschstufe für den Gasstrom nach dem Zyklonvorwärmer im Mischkonzept 1 und 2

	Hochtemperatur-Austauschstufe nach Vorwärmerzyklon Mischkonzept 1	Hochtemperatur-Austauschstufe nach 2 Vorwärmerzyklonen Mischkonzept 2
Granalienaufgabetemperatur in °C	200	200
Querschnittsfläche in m²	17	13
Schüttlänge in m	0,4	0,3
Granalienmasse in der Schüttung in kg	8.478	4.911
Umlaufmenge in kg/s	103	54
Anteil zurückgeführter Staub in %	97,8 (von 9 kg/s)	95,9 (von 3 kg/s)
Maximaler Druckverlust in bar	0,083	0,041

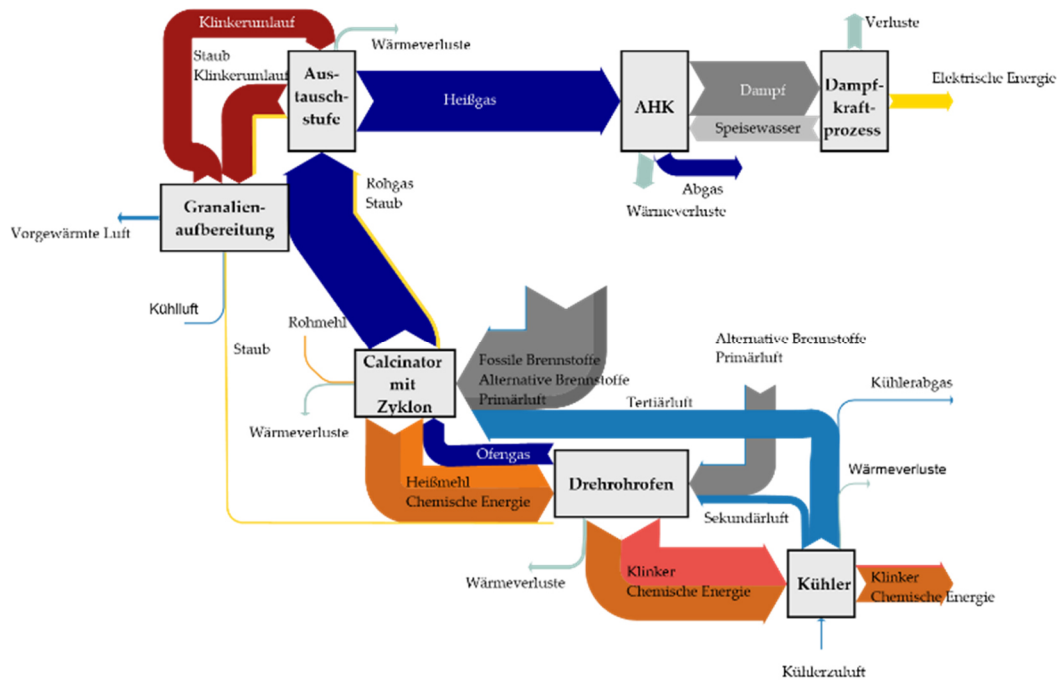


Abbildung 16.9: Energieflussbild zum Rohgasszenario 1 ($69 \text{ m}^3/\text{s}$ (i.N., tr.), 863°C , $0,102 \text{ kg}/\text{m}^3$ (i.N., tr.)) unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.

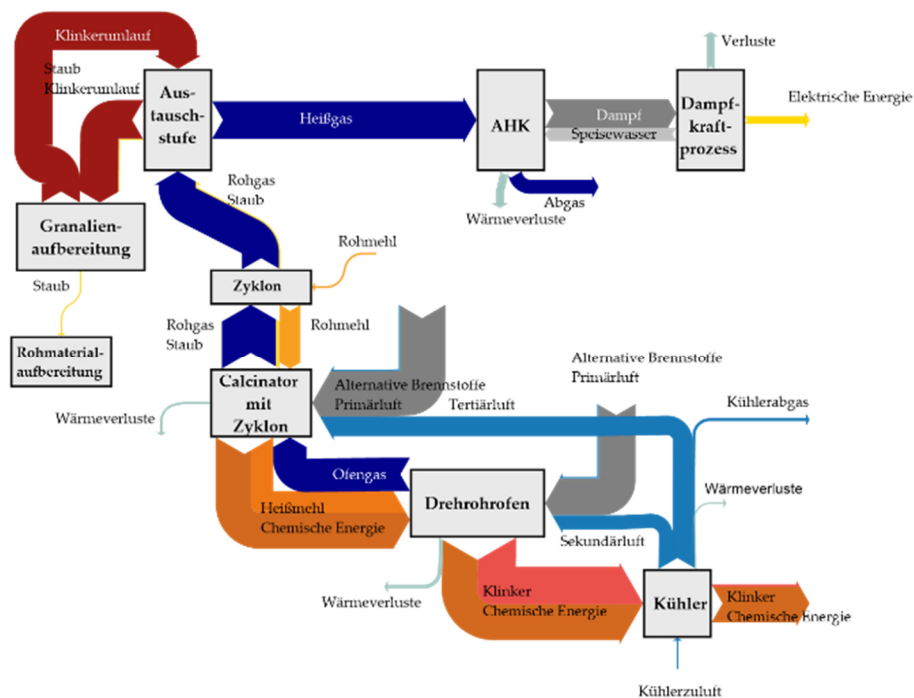


Abbildung 16.10: Energieflussbild zum Rohgasszenario 2 ($55 \text{ m}^3/\text{s}$ (i.N., tr.), 590°C , $0,045 \text{ kg}/\text{m}^3$ (i.N., tr.)) unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.

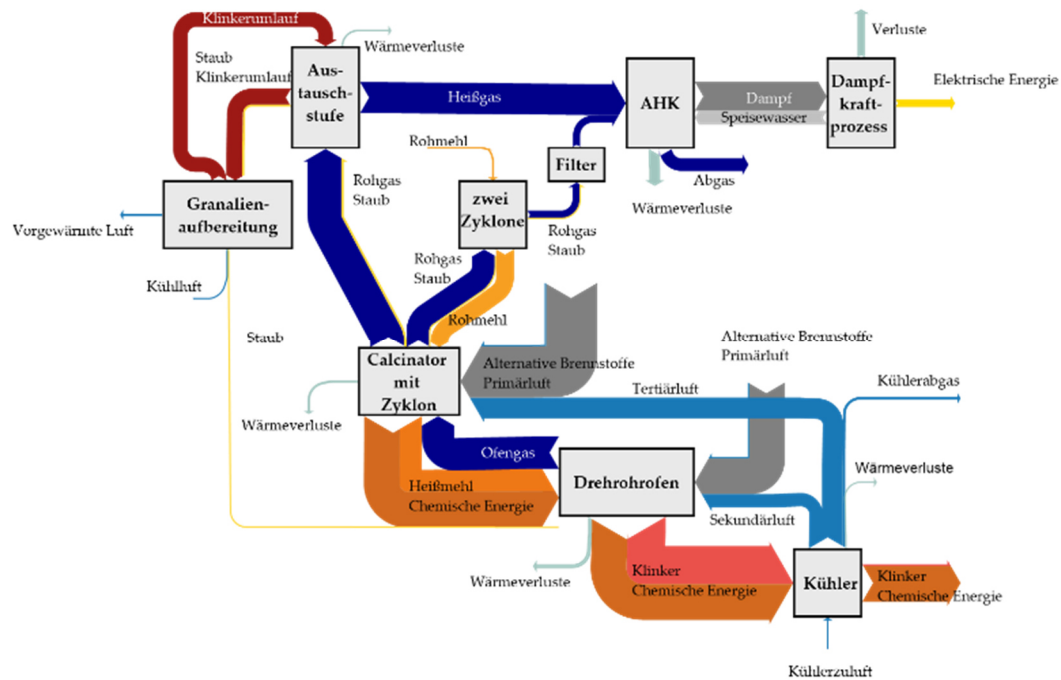


Abbildung 16.11: Energieflussbild zum Mischkonzept 2 unter Einsatz der optimierten Hochtemperatur-Austauschstufe.

